



**SKRIPSI – TK141581**

**EVALUASI DAN PERANCANGAN INTEGRASI PANAS DENGAN  
*PINCH TECHNOLOGY* PADA PABRIK PEMBUATAN  
BIOETANOL DARI *MOLASSES***

**Oleh :**

**MUHAMAD KHOIRUR ROFIQ**

**NRP. 02211440000053**

**MONICA FITRI RAMADHAN**

**NRP. 02211440000148**

**Dosen Pembimbing :**

**Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.**

**NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.**

**NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**

**SURABAYA**

**2018**



**FINAL PROJECT – TK141581**

***HEAT INTEGRATION EVALUATION AND DESIGN USING PINCH  
TECHNOLOGY IN A MOLASSES BASED BIOETHANOL PLANT***

**Written by:**

**MUHAMAD KHOIRUR ROFIQ**

**NRP. 02211440000053**

**MONICA FITRI RAMADHAN**

**NRP. 02211440000148**

**Advisors :**

**Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.**

**NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.**

**NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA**

**2018**

## LEMBAR PENGESAHAN

Skripsi dengan judul:

**" EVALUASI DAN PERANCANGAN INTEGRASI PANAS DENGAN *PINCH TECHNOLOGY* PADA PABRIK PEMBUATAN BIOETANOL DARI *MOLASSES* "**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

**Muhamad Khoirur Rofiq**

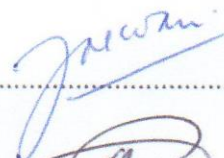
**022114400000053**

**Monica Fitri Ramadhan**

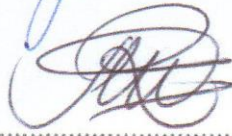
**022114400000148**

Disetujui oleh Tim Penguji Skripsi:


1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

 ..... (Pembimbing I)

2. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

 ..... (Pembimbing II)

3. Siti Nurkhamidah, S.T., M.Sc., Ph.D.

 ..... (Penguji I)

4. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

 ..... (Penguji II)

5. Donny Satria Bhuana, S.T., M.Eng.

 ..... (Penguji III)



Juli 2018

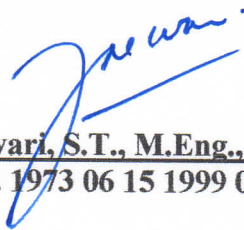
## LEMBAR PERSETUJUAN

Proposal penelitian skripsi dengan judul:


### **EVALUASI DAN PERANCANGAN INTEGRASI PANAS DENGAN PINCH TECHNOLOGY PADA PABRIK PEMBUATAN BIOETANOL DARI MOLASSES**

Telah diperiksa dan disetujui untuk diujikan:

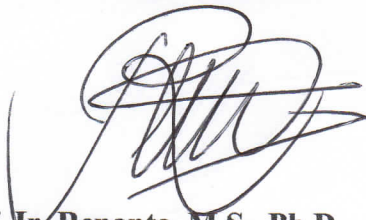
Dosen Pembimbing I

  
**Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.**  
**NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**


Dosen Pembimbing II

  
**Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.**  
**NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

Mengetahui,  
Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses  
Departemen Teknik Kimia FTI - ITS

  
**Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.**  
**NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

Penyusun :

  
**Muhamad Khoirur Rofiq**  
**NRP. 02211440000053**

  
**Monica Fitri Ramadhan**  
**NRP. 02211440000148**

# **EVALUASI DAN PERANCANGAN INTEGRASI PANAS DENGAN PINCH TECHNOLOGY PADA PABRIK PEMBUATAN BIOETANOL DARI MOLASSES**

**Nama /NRP** : **Muhamad Khoirur Rofiq** (02211440000053)  
: **Monica Fitri Ramadhan** (02211440000148)  
**Departemen** : **Teknik Kimia**  
**Dosen Pembimbing** : **Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.**  
: **Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.**

## **ABSTRAK**

Energi panas merupakan salah satu komponen penting dalam suatu proses produksi di industri kimia. Siklus penggunaan panas yang dihasilkan maupun yang dibutuhkan selalu diperhatikan untuk dijaga sesuai dengan rancangan pada desain. Bagi unit proses yang membutuhkan energi panas, umumnya energi didapat dari *supply* utilitas pabrik, sementara energi panas yang dihasilkan dari unit operasi tertentu terkadang masih terbuang tanpa dimanfaatkan kembali. Dengan demikian, dapat dirancang integrasi panas antar unit operasi (dalam penelitian ini menggunakan *heat exchanger network*) yang bertujuan untuk memanfaatkan energi panas yang dihasilkan dari suatu unit operasi untuk unit operasi yang membutuhkan energi panas, sehingga utilitas yang dibutuhkan akan berkurang. Berkurangnya jumlah utilitas pada proses produksi dapat secara langsung mengurangi jumlah *utility cost*, sehingga total *profit* pabrik pun akan meningkat. Integrasi panas dapat dilakukan dengan metode *pinch*, dimana konsep dasar termodinamika digunakan untuk menganalisis jumlah kebutuhan pendingin maupun pemanas, sehingga berikutnya dapat diketahui jumlah aliran yang perlu didinginkan maupun aliran yang perlu dipanaskan. Dari hasil analisis, diketahui bahwa integrasi panas yang dilakukan di industri bioetanol dari molasses tersebut dapat dilakukan pada sebelas aliran (dengan kondisi instalasi perpipaan diasumsikan tidak memiliki pengaruh yang signifikan) hingga menghasilkan penurunan nilai kebutuhan utilitas berupa *steam* pemanas hingga 327.475.571 rupiah per tahunnya dan penurunan nilai *Total Annual Cost* hingga sebesar 200.572.386 rupiah per tahunnya.

Kata kunci : integrasi panas, *heat exchanger network*, *pinch technology*.

# **HEAT INTEGRATION EVALUATION AND DESIGN USING PINCH TECHNOLOGY IN A MOLASSES BASED BIOETHANOL PLANT**

**Name / Student ID : Muhamad Khoirur Rofiq (02211440000053)**  
**Monica Fitri Ramadhan (02211440000148)**  
**Department : Chemical Engineering**  
**Advisors : Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.**  
**Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.**

## **ABSTRACT**

Heat energy has been known as one of some important components involved in a chemical industry. The amount of heat produced and required is very crucial and thus, need to be carefully taken care of. Heat energy needed for a process is usually obtained from utility supply, such as steam, and the heat waste is usually disposed of without any further usage or recycle system. Based on that condition, heat integration between operating units, or in this case heat exchanger network, could be designed in such a way so as to reuse the heat energy waste for other processes that require heat. Thus, the utility supply can be reduced to a minimum level. The reduced utility usage from a process is economically beneficial as the utility cost is also reduced, so that the total company profit could be increased. The heat integration can be done by using pinch method, which has thermodynamic as its basic knowledge to analyze the needs of heating or cooling utility. After knowing each utility, the amount of streams that can be integrated is known. From a comprehensive analysis, heat integration could be done in their molasses-based bioethanol production using eleven streams that would decrease the heating utility (steam) up to 327.475.571 rupiahs each year and also decrease the total annual cost value of up to 200.572.386 rupiahs each year.

**Keywords : heat integration, heat exchanger network, pinch technology**

## KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan berkat, rahmat serta hidayah-Nya kepada penulis sehingga penulis mampu menyelesaikan Skripsi yang berjudul **“Evaluasi dan Perancangan Integrasi Panas dengan Pinch Technology pada Pabrik Pembuatan Bioetanol dari Molasses”** serta mampu menyelesaikan laporan ini sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Dalam penyusunan skripsi ini, penulis banyak mendapatkan bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT dan Nabi Muhammad SAW.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan kasih sayang tulus, motivasi, bimbingan, dan doa.
3. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS sekaligus Dosen Pembimbing kami atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
5. Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa disebutkan satu persatu, yang telah membantu penulisan laporan.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih berada jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan adanya kritik dan saran yang bersifat konstruktif dari semua pihak bagi kesempurnaan laporan ini. Penulis berharap pula laporan ini dapat bermanfaat bagi pembaca pada umumnya dan bagi penulis pada khususnya. Terima kasih.

Surabaya, Juli 2018

Penulis

## DAFTAR ISI

ABSTRAK.....	i
ABSTRACT .....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI .....	iv
DAFTAR TABEL .....	vi
DAFTAR GAMBAR.....	vii
BAB I PENDAHULUAN .....	I-1
I.1 Latar Belakang .....	I-1
I.2 Rumusan Masalah.....	I-2
I.3 Batasan Masalah .....	I-2
I.4 Tujuan Penelitian .....	I-3
I.5 Manfaat Penelitian .....	I-3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....	II-1
II.1 Heat Exchanger Network.....	II-1
II.2 Teknologi Pinch .....	II-2
II.3 Metode Analisa Pinch .....	II-7
II.4 Cost Optimization dalam Heat Exchanger.....	II-13
BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....	III-1
III.1 Tahapan Penelitian.....	III-1
III.2 Pengumpulan Data .....	III-1
III.3 Pembuatan Data Limitting .....	III-2
III.4 Evaluasi Integrasi Panas .....	III-2
III.5 Analisis Integrasi Panas .....	III-2
III.6 Desain Integrasi Panas .....	III-2
III.7 Perhitungan Total Annual Cost.....	III-3
BAB IV PEMBAHASAN .....	IV-1
IV.1 Pabrik Bioetanol dari Molasses .....	IV-1
IV.2 Aliran Teridentifikasi.....	IV-5
IV.3 Metode Cascade .....	IV-8
IV.4 Composite Curve Diagram .....	IV-8
IV.5 Variasi Rancangan Integrasi Panas .....	IV-10



IV.6	Penentuan Nilai Total Annual Cost .....	IV-18
■	KESIMPULAN .....	V-1
	DAFTAR PUSTAKA.....	viii

## DAFTAR TABEL

Tabel IV-1 Data aliran feed dan produk proses teridentifikasi .....	IV-6
Tabel IV-2 Data aliran <i>feed</i> dan produk proses teridentifikasi dalam mol.....	IV-7
Tabel IV-3 Data entalpy dan CP dari tiap aliran teridentifikasi .....	IV-7
Tabel IV-4 Perbandingan kebutuhan tiap variasi integrasi panas .....	IV-13
Tabel IV-5 Karakteristik Heat Exchanger Variasi 1 .....	IV-14
Tabel IV-6 Karakteristik <i>Heat Exchanger</i> Variasi 4 .....	IV-15
Tabel IV-7 Karakteristik <i>Heat Exchanger</i> Variasi 5 .....	IV-16
Tabel IV-8 Karakteristik <i>Heat Exchanger</i> Variasi 6 .....	IV-17
Tabel IV-9 Perbandingan Jumlah Aliran Tak Terintegrasi pada Tiap Variasi.....	IV-18
Tabel IV-10 Hasil perhitungan nilai <i>Annual Capital Cost</i> .....	IV-19
Tabel IV-11 Hasil perhitungan dan perbandingan nominal kebutuhan utilitas .....	IV-20
Tabel IV-12 Hasil perhitungan nilai <i>Total Annual Cost</i> .....	IV-21

## DAFTAR GAMBAR

Gambar II-1 Onion model dari desain proses.....	II-1
Gambar II-2 Kurva Komposit dalam Teknologi Pinch .....	II-3
Gambar II-3 <i>Composite curve</i> untuk analisis <i>pinch</i> (Linnhoff, 1998) .....	II-3
Gambar II-4 Penentuan Target Energi Berdasarkan Composite Curve .....	II-5
Gambar II-5 Prinsip Analisis Pinch (Linnhoff, 1998).....	II-5
Gambar II-6 Grafik Hubungan Temperatur – Enthalpy yang Digunakan untuk Membangun Composite Curve .....	II-10
Gambar II-7 Grand Composite Curve .....	II-11
Gambar II-8 Penentuan Biaya Optimum pada Penukar Massa .....	II-13
Gambar III-1 Diagram Alir Penelitian.....	III-1
Gambar IV-1 Proses produksi bioetanol dengan bahan baku molasses di pabrik bioetanol .....	IV-1
Gambar IV-2 Proses fermentasi molasses dengan bantuan yeast.....	IV-2
Gambar IV-3 Proses penguapan <i>molasses broth</i> (MBR) pada evaporator.....	IV-3
Gambar IV-4 Diagram proses distilasi campuran etanol-air .....	IV-4
Gambar IV-5 Diagram proses dehidrasi dengan adsorben alumina aktif.....	IV-5
Gambar IV-6 Cascade Diagram untuk kesebelas aliran teridentifikasi.....	IV-8
Gambar IV-7 <i>Composite curve diagram</i> dari aliran terintegrasi.....	IV-9
Gambar IV-8 Model variasi integrasi panas 1 .....	IV-10
Gambar IV-9 Model variasi integrasi panas 2 .....	IV-11
Gambar IV-10 Model variasi integrasi panas 3 .....	IV-11
Gambar IV-11 Model variasi integrasi panas 4 .....	IV-12
Gambar IV-12 Model variasi integrasi panas 5 .....	IV-12
Gambar IV-13 Model variasi integrasi panas 6 .....	IV-13
Gambar IV-14 Model variasi integrasi panas 1 .....	IV-14
Gambar IV-15 Model variasi integrasi panas 4 .....	IV-15
Gambar IV-16 Model variasi integrasi panas 5 .....	IV-16
Gambar IV-17 Model variasi integrasi panas 6 .....	IV-17
Gambar IV-18 <i>Process Flow Diagram</i> Bagian Evaporasi Pra-Integrasi .....	IV-22
Gambar IV-19 <i>Process Flow Diagram</i> Bagian Distilasi Pra-Integrasi .....	IV-22
Gambar IV-20 <i>Process Flow Diagram</i> Bagian Evaporasi Pasca-Integrasi.....	IV-23

Gambar IV-21 <i>Process Flow Diagram</i> Bagian Distilasi Pasca-Integrasi .....	IV-23
---	-------

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Industri kimia adalah salah satu jenis industri yang cocok dikembangkan di Indonesia, karena sumber daya alam dan manusia yang tersedia memungkinkan tumbuh dan berkembangnya industri ini. Pengembangan industri kimia dapat dilakukan dengan pendirian pabrik baru maupun pengembangan pabrik yang sudah didirikan. Salah satu cara pengembangan bagi pabrik yang sudah berdiri yaitu dengan cara perluasan area, penambahan kapasitas dan macam produk dengan penambahan alat, perubahan, atau pengembangan proses yang sudah ada. Proses yang sudah dijalankan di suatu industri kimia dapat dievaluasi dan ditinjau kembali dari titik yang paling mendasar, yaitu dari segi energi yang digunakan untuk berjalannya proses tersebut.

Proses yang digunakan dalam industri kimia ataupun suatu pabrik dapat dikategorikan menjadi dua jenis, yaitu proses yang membutuhkan energi dan proses yang menghasilkan energi. Proses yang membutuhkan energi umumnya bekerja dengan mengandalkan utilitas tertentu, seperti contohnya evaporator yang membutuhkan media pemanas dalam bentuk steam ataupun dryer yang membutuhkan media pengering dalam bentuk udara kering. Sementara itu, proses yang menghasilkan energi dapat dengan mudah dijumpai pada proses produksi di industri kimia seperti condenser yang menggunakan *cooling water* sebagai media pendingin, dimana *cooling water* tersebut akan menyerap panas dari fluida yang diproses sehingga memungkinkan *cooling water* berubah fasa menjadi uap dan dapat digunakan sebagai steam atau pemanas. Selain itu, proses yang menghasilkan energi dapat pula dijumpai pada reaktor eksotermis, dimana reaksi yang terjadi di dalamnya menghasilkan energi panas yang cukup besar untuk dapat dimanfaatkan pada proses lain.

Dari kedua jenis proses tersebut, dapat dilakukan langkah peningkatan efisiensi dengan cara saling menukar energi. Pertukaran energi diterapkan antar unit operasi yang menghasilkan energi berlebih dengan yang membutuhkan energi. Peningkatan efisiensi ini dapat menjadi langkah optimasi proses dalam suatu pabrik kimia yang telah berdiri. Pengembangan ini dilakukan dengan terlebih dahulu mengevaluasi proses yang telah diterapkan, sehingga dapat diketahui unit apa saja yang memiliki energi berlebih dan unit apa saja yang membutuhkan energi dari utilitas. Setelah evaluasi dilakukan, selanjutnya

perancangan proses yang baru dapat dilakukan berdasarkan perhitungan dan kaidah proses yang lebih optimal dan efisien.

Proses penukaran energi yang umum dilakukan yaitu spesifik pada pertukaran energi panas. Proses ini juga umum dikenal dengan istilah integrasi panas atau *heat integration*. Integrasi panas dapat dilakukan antar alat penukar panas atau *heat exchanger* yang dikenal dengan istilah *heat exchanger network (HEN)*. Selain integrasi antar alat penukar panas, integrasi juga dapat dilakukan antara unit operasi tertentu dengan *heat exchanger*, seperti contohnya reaktor eksotermis yang menghasilkan panas berlebih dapat digunakan sebagai penghasil *steam*, yang mana *steam* tersebut dapat digunakan untuk pemanas di *heater*.

Dengan demikian, langkah optimasi proses di suatu pabrik kimia dapat dilakukan dengan mengevaluasi terlebih dahulu proses di pabrik *existing*. Hasil evaluasi dapat dikerucutkan menjadi dua pokok bahasan, yaitu perlu atau tidaknya integrasi panas sebagai langkah optimasi kebutuhan energi dalam proses produksi di pabrik. Untuk pabrik yang bekerja dalam kondisi energi panas dapat lebih dioptimasi, maka langkah selanjutnya adalah perancangan integrasi panas antar unit operasi maupun *heat exchanger* dalam rantai proses. Dengan perancangan integrasi panas tersebut, diharapkan adanya penurunan kebutuhan utilitas sehingga berdampak pada peningkatan jumlah profit total pabrik.

## **I.2 Rumusan Masalah**

Rumusan masalah dalam penelitian ini yaitu

1. Evaluasi integrasi panas pada proses produksi pabrik bioetanol dari molasses;
2. Perancangan konfigurasi integrasi panas yang optimal pada pabrik bioetanol dari molasses.

## **I.3 Batasan Masalah**

Batasan masalah dalam penelitian ini yaitu :

1. Metode yang digunakan adalah metode *pinch technology*;
2. Pabrik yang ditinjau adalah pabrik bioetanol dari molasses di PT Energi Agro Nusantara, Mojokerto;

#### **I.4 Tujuan Penelitian**

Tujuan dari penelitian ini adalah :

1. Untuk mengetahui ada atau tidaknya integrasi panas yang optimal pada pabrik bioetanol dari molases dengan cara mengevaluasi konfigurasi proses produksi.
2. Untuk membuat rancangan konfigurasi integrasi panas (*heat integration*) dengan kebutuhan utilitas yang lebih rendah menggunakan metode *pinch technology* sebagai langkah optimasi energi.

#### **I.5 Manfaat Penelitian**

Manfaat dari penelitian ini yaitu :

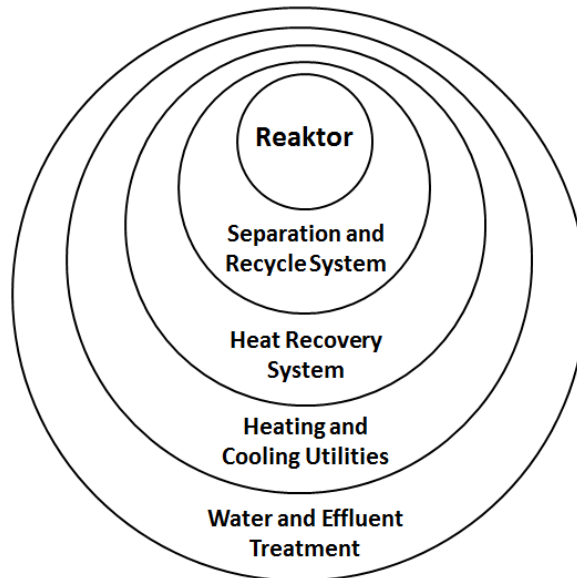
1. Mengetahui rancangan integrasi panas yang optimal pada pabrik bioetanol dari molasses;
2. Mengurangi utilitas yang dibutuhkan dalam proses produksi pabrik;
3. Menaikkan profit total pabrik (menurunkan *total annual cost* pabrik).

## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

#### II.1 Heat Exchanger Network

Filosofi desain dari *heat exchanger network* (HEN) bermula pada reaktor dan berlanjut pada lapis berikutnya yaitu pemisahan dan sistem *recycle*.



**Gambar II-1** Onion model dari desain proses

Dua lapis utama dapat menentukan jumlah material dan *energy balance*, sehingga jumlah pemanas dan pendingin dapat diketahui untuk lapis selanjutnya, yaitu sistem *heat recovery*. Namun begitu, penyelesaian desain jaringan penukar panas (*heat exchanger network*) tidak terlalu diperlukan untuk mendapatkan desain proses secara keseluruhan. Target atau acuan dapat dicari sebagai pengganti desain jaringan penukar panas, tanpa perlu membuat desainnya secara utuh. Target yang dimaksud memuat adanya nilai energi dan *capital cost* dari tiap penukar panas.

(Smith, 2005)

Penggunaan target sebagai pengganti desain untuk jaringan penukar panas dapat memberikan lebih banyak pilihan desain sehingga dapat dipilih desain yang paling baik untuk kebutuhan proses. Jika dibandingkan dengan penggunaan desain HEN secara utuh, maka waktu yang dibutuhkan untuk menyeleksi desain yang terbaik maka akan lebih praktis jika hanya menggunakan daftar target penukar panas, tanpa menggunakan desain utuh.



Analisis target dari jaringan penukar panas dapat dimulai dari identifikasi jumlah sumber pemanas (aliran panas) dan sumber pendingin (aliran dingin) dari *material dan energy balance*. Identifikasi dilakukan untuk mengetahui temperatur inlet (*supply temperature*) dan temperatur outlet (*target temperature*), serta entalpy perubahan yang dibutuhkan masing-masing aliran.

(Smith, 2005)

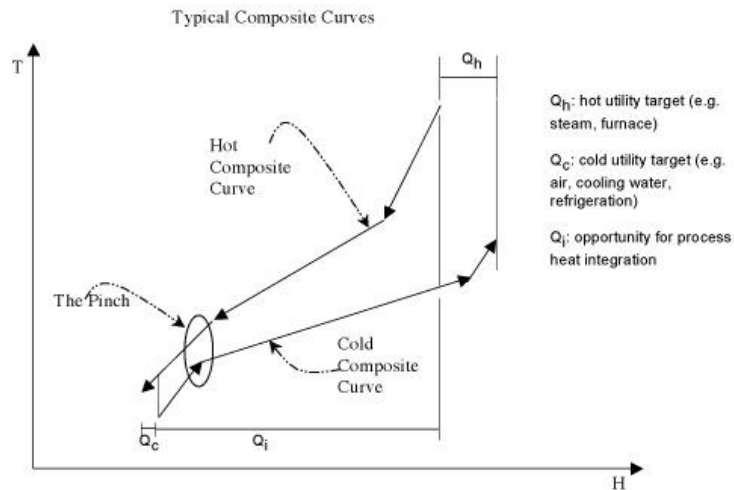
## II.2 Teknologi Pinch

Teknologi *pinch* dibangun atas dasar hukum-hukum termodinamika perpindahan panas. Teknologi ini didominasi oleh metode perancangan jaringan penukar panas (*Heat Exchanger Network* atau HEN) yang memberikan penghematan biaya energi optimum. Kemudahan dan unjuk kerjanya yang baik membuat teknologi ini banyak digunakan sebagai metode standar dalam melakukan perancangan dan analisa sistem proses.

Istilah “Teknologi *Pinch*” telah diperkenalkan oleh Linnhoff dan Hindmarch (1983) untuk menghadirkan suatu metode termodinamika didasarkan yang dapat menjamin energi minimum dalam perancangan rangkaian *Heat Exchanger*. Akhir-akhir ini telah muncul sebagai suatu pengembangan luar biasa di suatu proses desain dan konservasi energi. Teknologi *pinch* sering digunakan untuk menghadirkan aplikasi dan algoritma untuk belajar proses industri. Teknologi *pinch* memperkenalkan suatu metode sederhana untuk analisis sistematis dalam suatu proses kimia dan suatu sistem utilitas.

Dengan menggunakan metode *pinch* dapat ditunjukkan mana arus panas yang perlu didinginkan dan arus dingin yang perlu dipanaskan seperti yang dilustrasikan pada Gambar II.2. Dalam metode *pinch* terdapat nilai suhu yang disebut *pinch point* yang merupakan titik optimum pada desain proses, dimana arus dengan nilai suhu yang berada di atas *pinch point* merupakan sumber panas, sementara yang berada di bawah *pinch point* merupakan arus yang membutuhkan panas. Arus yang merupakan sumber panas bisa dipakai untuk memanaskan arus dingin dan sebaliknya arus dingin bisa dipakai untuk mendinginkan arus panas dengan memasang *heat exchanger* pada kedua arus tersebut. Dengan metode *pinch* bisa ditentukan arus mana saja yang bisa dihubungkan dengan *heat exchanger* dan seberapa banyak transfer panas yang terjadi pada *heat exchanger* tersebut untuk mendapatkan jaringan *heat exchanger* yang paling optimum untuk memanfaatkan panas dari arus-arus tersebut.

(Smith, 2005)



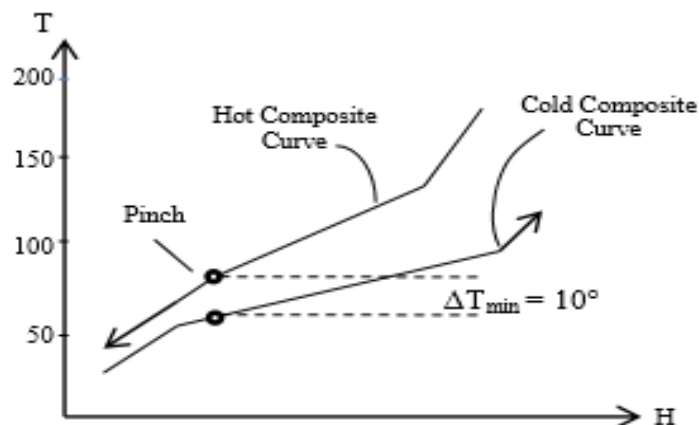
**Gambar II-2** Kurva Komposit dalam Teknologi Pinch

(Smith, 2005)

Salah satu dari beberapa keuntungan dari teknologi *pinch* dibandingkan dari metode desain transfer simultan adalah kemampuan untuk mengatur energi dan target biaya untuk proses individual. Oleh karena itu untuk membantu mengidentifikasi semua proyek untuk penghematan energi dan kebutuhan investasi.

*Heat integration* merupakan salah satu cara yang dapat dilakukan untuk mengurangi konsumsi energi yang saat ini semakin meningkat. Pada *heat integration*, energi yang tidak terpakai pada suatu sistem dimanfaatkan untuk sistem yang lain. Salah satu contoh adalah dengan menggunakan panas dari arus steam bersuhu tinggi untuk memanaskan cairan yang suhunya lebih rendah.

*Pinch Technology* merupakan metodologi analisis energi berbasis hukum pertama termodinamika. *Pinch Technology* dikenalkan oleh Linnhoff (1998) untuk menghemat pemakaian energi dalam unit proses dan pabrik.



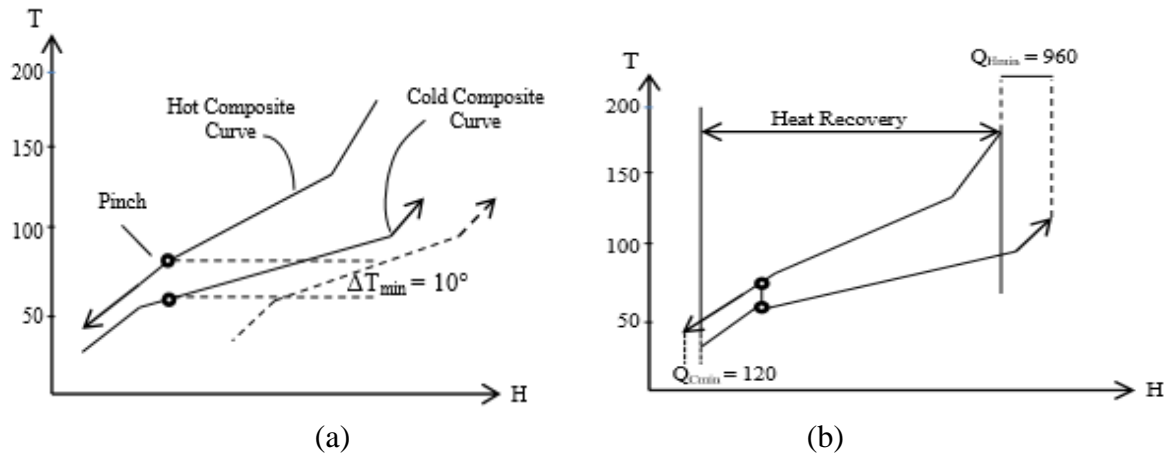
**Gambar II-3** Composite curve untuk analisis *pinch* (Linnhoff, 1998)

*Pinch Technology* adalah teknik integrasi panas yang membutuhkan penyusunan plot suhu terhadap panas yang ditransfer dalam suatu sistem. Aliran fluida panas (fluida yang akan didinginkan) dan aliran fluida dingin (fluida yang akan dipanaskan) dari suatu sistem. Teknik ini digambarkan dalam *composite curve* yang berisi dua kurva yang terpisah. Istilah *pinch* didapat dari penyempitan kedua kurva yang ada dalam grafik sebagaimana ditunjukkan di Gambar II.3.

(Linnhoff, 1998)

Tahapan utama dalam analisis *pinch* ditampilkan dalam Gambar II.4. Tahapan pertama adalah melakukan ekstraksi data neraca massa dan panas dari *flowsheet* menjadi data *pinch*. Data *pinch* meliputi data termal dan informasi biaya yang dibutuhkan terkait aplikasi *pinch*. Ekstraksi data *flowsheet* ini berguna untuk menyusun data termal yang berguna untuk menentukan *hot stream* dan *cold stream*. Data *hot stream* merupakan data aliran fluida yang membutuhkan pendinginan (*heat sources*) sedangkan *cold stream* adalah aliran yang membutuhkan panas (*heat sink*). Data aliran fluida panas dan aliran fluida dingin yang telah disusun selanjutnya digambarkan dalam bentuk *composite curve* hubungan suhu-entalpi (T-H) yang digambarkan dalam bentuk grafik menunjukkan panas tersedia dalam proses (*hot composite curve*) dan panas yang dibutuhkan dalam proses (*cold composite curve*).

Tahap kedua merupakan analisis yang meliputi penentuan target energy, optimasi antara biaya capital dan energi, penentuan modifikasi proses, penentuan tingkat utilitas dan penempatan *heat engine* dan *heat pump*. *Composite curve* yang terdiri dari *hot* dan *cold composite curve* memberikan gambar aliran berlawanan arah dan dapat digunakan untuk menentukan target energi minimum untuk proses tersebut. Target energi minimum ditentukan dengan menentukan selisih suhu minimum atau *pinch* ( $\Delta T_{min}$ ) untuk kedua grafik untuk *hot* dan *cold composite curve*. Gambar II.4 (a) merupakan contoh *hot* dan *cold composite curve*. Grafik dengan garis putus – putus merupakan grafik awal dimana selisih suhu antara kedua grafik masih diatas 10°C.  $\Delta T_{min}$  untuk proses kimia biasanya dipilih 10°C, sehingga untuk mendapatkan  $\Delta T_{min}$  10°C maka dilakukan dengan menggeser secara horizontal ke kiri untuk *cold composite curve* sehingga diperoleh *composite curve* grafik yang terbaru dengan  $\Delta T_{min}$  10°C.

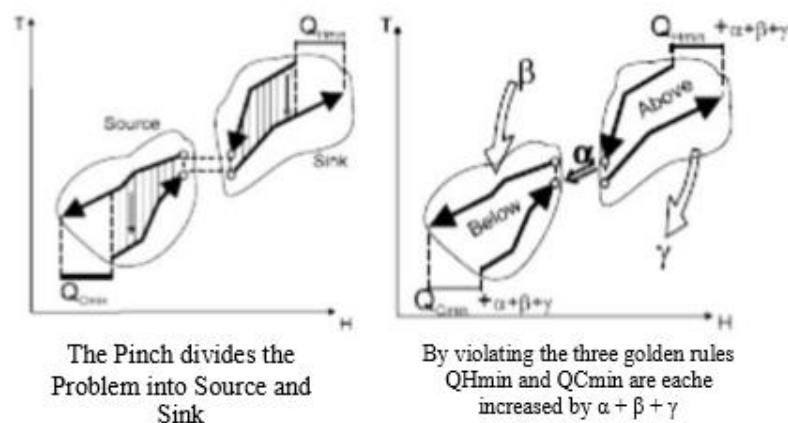


**Gambar II-4** Penentuan Target Energi Berdasarkan Composite Curve

Gambar II.4 (b) menunjukkan target energi minimum untuk *composite curve* dengan  $\Delta T_{\min} 10^\circ\text{C}$ . Pada kondisi pinch, kebutuhan utilitas untuk memanaskan akan minimum ( $Q_{H\min}$ ) dan kebutuhan utilitas untuk mendinginkan juga akan minimum ( $Q_{C\min}$ ). Analisis *pinch* memberikan kemudahan dalam menentukan target konsumsi energi minimum dengan basis neraca massa dan neraca panas.

Gambar II.5 merupakan ilustrasi penerapan kaidah *pinch technology*:

- Tidak ada pendinginan external (utilitas dingin) yang digunakan diatas suhu *pinch* (*hot pinch temperature*)
- Tidak ada pemanasan external (utilitas panas) yang digunakan di bawah suhu *pinch* (*cold pinch temperature*)
- Tidak ada perpindahan panas yang terjadi melintasi *pinch*.



**Gambar II-5** Prinsip Analisis Pinch (Linnhoff, 1998)

(a)

(b)

Cara lain untuk mencari target energi dari suatu aliran  $\Delta T_{\min}$  yang diberikan adalah dengan *problem table*. Cara ini lebih mudah dibandingkan dengan cara kurva komposit, karena tidak diperlukan penggeseran-penggeseran kurva untuk mendapatkan  $\Delta T_{\min}$  yang dikehendaki. Langkah pertama yang dilakukan dalam membuat suatu *problem table* adalah dengan menyusun temperatur aliran panas dan temperatur aliran dingin dengan selisih temperatur yang telah ditetapkan (sesuai dengan  $\Delta T_{\min}$ ).

*Energy balance* untuk tiap interval suhu pada tabel cascade mengikuti persamaan berikut :

$$\Delta H_i = (T_i - T_{i+1}) (\Sigma CP_{\text{cold}} - \Sigma CP_{\text{hot}}) I \quad (1)$$

dimana :

$\Delta H_i$  = perbedaan entalpi untuk tiap interval i

$T_i$  = Batas interval temperature i

$T_{i+1}$  = Batas interval temperature i + 1

$\Sigma CP_{\text{cold}}$  = Jumlah aliran kapasitas panas untuk aliran dingin

$\Sigma CP_{\text{hot}}$  = Jumlah aliran kapasitas panas untuk aliran panas

$\Delta H_i$  ada yang bernilai positif dan ada yang negatif. Jika  $\Delta H_i$  bernilai positif artinya terjadi surplus atau adanya panas yang dikeluarkan ke utilitas dingin. Sedangkan jika  $\Delta H_i$  bernilai negatif artinya terjadi deficit yaitu ada panas yang diperoleh dari suatu utilitas panas. Setelah harga  $\Delta H_i$  didapat, maka ditentukan target energi dengan mengasumsikan tidak ada aliran panas yang mengalir ke interval 1, sehingga seluruh *surplus/deficit* akan mengalir ke interval 2. Setelah sampai pada interval terakhir maka akan terlihat  $\Delta H_i$  yang bernilai negatif.

(Daniyanto, 2015)

Menurut prinsip thermodinamika aliran energi seperti ini tidak mungkin terjadi, karena untuk mengalir dari satu interval ke interval lain, energi harus bernilai positif atau sama dengan 0 (nol). Untuk memecahkan masalah ini maka perlunya ada suplai panas dari utilitas panas sebesar nilai  $\Delta H_i$  negatif yang terlihat pada tabel cascade. Sesuai dengan keseimbangan entalpi, maka setiap  $\Delta H_i$  ditambah utilitas panas dengan jumlah yang sama. Sebagai hasilnya, dapat ditentukan target utilitas panas dan utilitas dingin yang minimum serta *pinch point*. Penentuan *pinch* ini dilihat pada daerah yang bernilai nol di mana tidak terjadi pertukaran atau aliran panas di daerah *pinch*.

(Kennie A, 2010)

### II.3 Metode Analisa Pinch

Untuk menganalisis *pinch* pada suatu peralatan, ada dua data yang menjadi acuan utama, yaitu data dari *flowsheet* dan data-data thermal. Data pada *flowsheet* menunjukkan deskripsi proses keseluruhan, sedangkan data thermal menunjukkan data-data pada suatu jaringan *heat exchanger*. Dari data thermal akan diperoleh suatu target untuk konsumsi energi minimum, dengan ditunjukkan dalam suatu *composite curve*.

Pada setiap analisis *pinch* diperlukan prosedur dan langkah pengerjaan yang berkesinambungan. Secara umum, tahap-tahap analisis *pinch* adalah mengikuti langkah-langkah berikut :

#### 1. Identifikasi aliran pada proses.

Aliran fluida di dalam proses dibagi menjadi 3 (tiga) yaitu aliran fluida panas (*hot fluid*), aliran fluida dingin (*cold fluid*), dan aliran fluida utilitas.

Stream panas adalah stream yang harus didinginkan atau yang mungkin didinginkan contohnya produk pendinginan sebelum sebelum masuk storage.

Stream dingin adalah stream yang harus dipanaskan contohnya feed yang dipanaskan sebelum masuk reaktor.

Stream utilitas digunakan untuk memanaskan atau mendinginkan stream proses, ketika alat penukar panas antara stream proses tidak ekonomis. Sejumlah utilitas panas yang berbeda (steam, air panas, flue gas, dll) dan utilitas pendingin (cooling, water, air, refrigerant, dll) digunakan dalam industri.

#### 2. Mengolah data-data termodinamika.

Untuk analisis *pinch*, data-data termodinamika yang paling penting adalah temperatur fluida (T) dan entalpi ( $\Delta H$ ). Untuk setiap stream panas, dingin dan utilitas diidentifikasi, data thermal berikut diekstraksi dari material proses dan heat balance flow sheet :

Temperatur Suplai (TS °C) : Temperatur stream yang ada

Temperatur Target (TT °C) : Temperatur yang dituju

Heat Capacity Flow Rate (CP kW/°C) : perkalian flow rate produk (m) dalam kg/sec dan specific heat (Cp kJ/kg°C)

$$CP = m \times Cp$$

Perubahan Enthalpi ( $\Delta T$ ) yang berhubungan dengan stream yang melalui alat penukar panas diberikan oleh Hukum I Termodinamika :

Persamaan Energi Hukum I Termodinamika :

$$\Delta H = Q \pm W$$

Dalam alat penukar panas, tidak ada kerja yang dilakukan :

$$W = 0$$

Persamaan sederhana diatas menjadi :  $\Delta H = Q$ , dimana Q menunjukkan panas yang disuplai atau dibutuhkan dengan stream yang berhubungan.

Ini memberikan hubungan :

$$Q = CP \times (TS - TT)$$

Perubahan enthalpi :

$$\Delta H = CP \times (TS - TT)$$

3. Pemilihan beda temperatur pertukaran panas minimum ( $\Delta T_{\min}$ ) antara fluida panas dan fluida dingin.

Desain setiap peralatan penukar panas harus selalu mematuhi Hukum II Termodinamika yang melarang adanya cross temperature antara stream panas dan stream dingin sebagai contoh minimum driving force pada transfer panas diijinkan untuk desain transfer panas yang memungkinkan. Temperatur stream panas dan dingin pada setiap titik dalam alat penukar panas harus selalu mempunyai perbedaan temperatur minimum. Nilai perbedaan temperatur minimum ini menunjukkan bottleneck dalam heat recovery.

Secara matematis, pada setiap titik dalam alat penukar panas dapat dinyatakan dengan :

$$\text{Suhu stream panas (TH)} > (\text{TC}) \text{ Suhu stream dingin} > \Delta T_{\min}$$

Nilai  $\Delta T_{\min}$  ditentukan oleh koefisien perpindahan panas overall (U) dan geometri dari alat penukar panas. Dalam mendesain jaringan, type alat penukar panas yang digunakan pada pinch akan menentukan  $\Delta T_{\min}$  yang praktis untuk jaringan. Sebagai contoh, pemilihan  $\Delta T_{\min}$  awal untuk shell and tubes mungkin antara 3 – 5°C (terbaik) ketika compact exchanger seperti plate and frame sering mengijinkan  $\Delta t_{\min}$  antara 2 – 3 °C.

Hanya untuk alat penukar panas tunggal, pemilihan  $\Delta T_{\min}$  (temperatur pendekatan) sangat vital dalam desain heat exchanger network. Untuk memulai proses nilai  $\Delta T_{\min}$  awal dipilih dan analisa pinch dilakukan. Typical nilai  $\Delta t_{\min}$  berdasarkan pengalaman sesuai dengan literatur sebagai referensi.

#### 4. Pembuatan diagram *Cascade*.

Kurva menggunakan alokasi entalpi pada setiap aliran sehingga menghasilkan kebutuhan utilitas panas atau utilitas dingin yang ada dalam proses.

#### 5. Pembuatan kurva *composite* dan *grand composite*.

Kurva *composite* adalah kurva antara temperatur dengan entalpi. Kurva ini terdiri dari temperatur pada sumbu ordinat dan entalpi pada sumbu absis. Profil kurva ini menggambarkan panas yang ada di dalam proses, QH, dan panas yang diperlukan pada proses, QC. Dari kurva ini juga dapat diperoleh temperatur Pinch yang menunjukkan tidak adanya perpindahan panas dari fluida panas dengan fluida dingin konsiderasi temperatur fluida yang bersangkutan

Kurva *grand composite* menunjukkan variasi suplai dan kebutuhan panas yang ada di dalam proses. Diagram ini pun berguna untuk memilih jenis utilitas yang diperlukan dalam proses. Penggunaan kurva ini bertujuan untuk memaksimalkan tingkat utilitas yang dinilai lebih murah biaya operasinya.

Untuk memahami prinsip pinch itu sendiri, maka keyword yang perlu diperhatikan (Linhoff et al., 1982) :

Panas yang ditransfer harus menyeberangi pinch point.

Tidak ada penambahan utilitas dingin di atas pinch point

Tidak ada penambahan utilitas panas di bawah pinch point

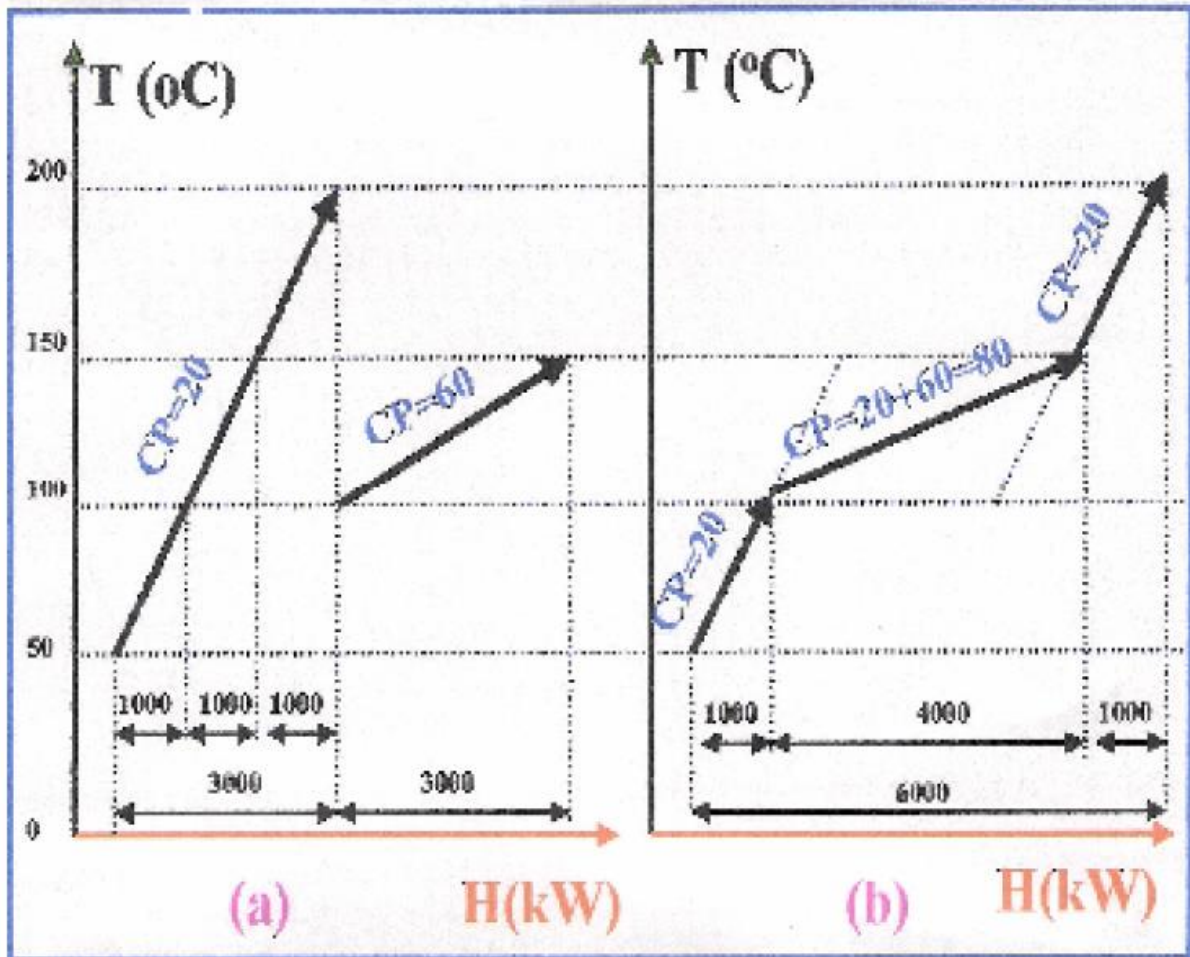
#### **Pembangunan *Composite Curve* dan *Grand Composite Curve***

##### ***Composite Curve***

Plot Temperatur – Enthalpi (T – H) dikenal sebagai *composite curve* yang telah digunakan bertahun-tahun untuk menetapkan energi target dari desain utama. Secara umum setiap *stream* dengan nilai kapasitas panas konstan (CP) ditunjukkan pada T – H diagram.

Dalam setiap *stream* dengan nilai heat capacity (CP) konstan ditunjukkan pada T – H diagram dengan garis lurus dimulai temperatur *supply* ke temperatur target dari *stream*. Ketika ada sejumlah *stream* panas dan dingin, pembangunan *composite curve* dari *stream* panas dan dingin tentunya diikuti dengan perubahan enthalpy dari interval temperatur yang ditunjukkan. Sebagai contoh pembangunan *composite curve* dari *stream* panas ditunjukkan pada Gambar II-6.





**Gambar II-6** Grafik Hubungan Temperatur – Enthalpy yang Digunakan untuk Membangun Composite Curve

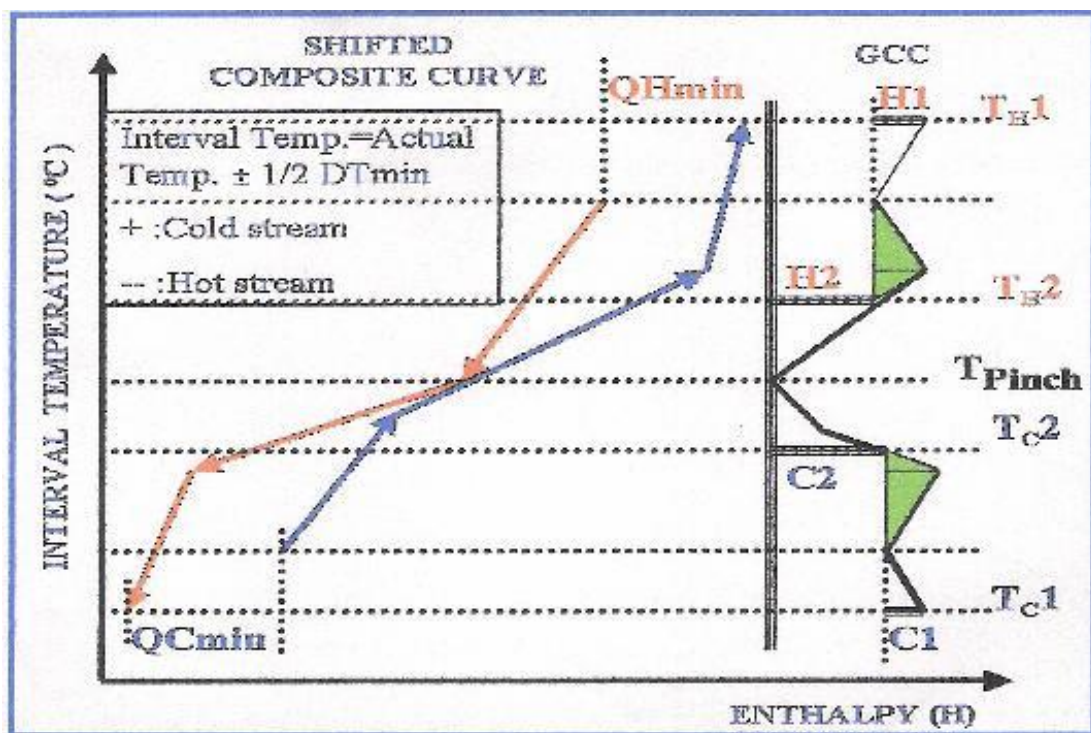
(www.cheresources.com)

### **Grand Composite Curve (GCC)**

Dalam memilih utilitas yang digunakan, menentukan temperatur utilitas, dan memutuskan sistem utilitas, *composite curve* dan PTA tidak berguna secara khusus. Pengenalan peralatan yang baru, *Grand Composite Curve* (GCC), diperkenalkan pada tahun 1982 oleh Itoh, Shiroto dan Umeda. GCC menunjukkan variasi dari *supply* panas dan permintaan panas dalam proses. Dengan menggunakan diagram, designer dapat menentukan utilitas yang digunakan. Tujuan designer adalah untuk memaksimalkan tingkat penggunaan utilitas yang murah dan meminimalkan tingkat penggunaan utilitas yang mahal. *Steam* tekanan rendah dan *cooling water* lebih dipilih daripada *steam* tekanan tinggi dan *refrigerant*.

Informasi yang dibutuhkan dalam membangun GCC didapatkan secara langsung dari *Problem Table Algorithm* yang dikembangkan oleh Linhoff & Flower (1978). Metode ini meliputi penggantian (sepanjang temperatur Y(asis)) dari *hot composite curve* yang

diturunkan dengan mengurangi  $\frac{1}{2} \Delta T_{\min}$  dan *cold composite curve* yang dinaikkan dengan menambahkan  $\frac{1}{2} \Delta T_{\min}$ . Axis yang vertikal pada *composite curve* yang telah digantikan menunjukkan interval temperatur proses. Dengan kata lain, kurva digantikan dengan bagian dari pendekatan temperatur yang diijinkan dari *stream* panas dan menambahkan bagian dari pendekatan temperatur yang diijinkan pada temperatur *stream* dingin. Hasilnya adalah perbandingan berdasarkan temperatur proses yang dimiliki dengan menggunakan pendekatan temperatur ( $\Delta T_{\min}$ ). GCC kemudian dibangun dari perbedaan enthalpi (horizontal) antara *composite curve* yang telah terganti dengan temperatur yang berbeda. Pada GCC, jarak horizontal memisahkan kurva dari axis vertikal pada puncak perbandingan temperatur yang menunjukkan semua konsumsi utilitas panas pada proses. Contoh GCC dapat dilihat pada Gambar II-7.



**Gambar II-7** Grand Composite Curve

(www.cheresources.com)

Gambar II.3 menunjukkan bahwa tidak diperlukan mensupply utilitas pemanas pada tingkat atas. GCC menunjukkan bahwa kita dapat mensupply utilitas panas lebih dari 2 tingkat temperatur  $T_{H1}$  (HP steam) dan  $T_{H2}$  (LP steam). Ketika menempatkan utilitas dalam GCC, interval dan tidak terkecuali temperatur utilitas, harus digunakan. Total sisa minimum utilitas panas yang dibutuhkan adalah  $Q_{Hmin} = H_1$  (HP steam) +  $H_2$  (LP steam). Begitu juga dengan  $Q_{Cmin} = C_1$  (Refrigerant) +  $C_2$  (CW). Titik  $T_{H2}$  dan  $T_{C2}$  dimana  $H_2$  dan  $C_2$  menyentuh GCC disebut dengan Utilitas Pinch. (Pinchtech,2004)

## 6. Kriteria Kemungkinan pada Pinch

Untuk menilai Pinch Design Method, diawali dengan matching pada titik pinch ke arah luar, kiri dan kanan dari titik pinch. Ada tidaknya matching didapatkan dengan menetapkan tiga kriteria kemungkinan, sebagaimana disebutkan di bawah ini.

### a). Jumlah aliran proses

Jumlah dari aliran panas dan aliran dingin harus dapat memberikan susunan exchanger yang sesuai sehingga setiap aliran panas dapat dimatchingkan dengan aliran dingin. Sehingga apabila di sekitar pinch setiap aliran panas harus didinginkan, dan jumlah aliran dingin tidak memenuhi maka pada daerah pinch perlu dikoreksi dengan membagi aliran (aliran splitting). Jumlah aliran di atas dan di bawah pinch harus memenuhi persyaratan :

$$NH \leq NC \text{ (di atas pinch)}$$

$$NH \geq NC \text{ (di bawah pinch)}$$

### b). Persyaratan Cp

Untuk dapat terjadi transfer panas selain persyaratan kualitas level suhu juga diperlukan persyaratan kuantitas (Cp yang tidak sama). Untuk memenuhi kondisi tersebut aturan Cp yang tidak sama antara aliran yang dimatching harus terpenuhi.

$$CPH \leq CPC \text{ (di atas pinch)}$$

$$CPH \geq CPC \text{ (di bawah pinch)}$$

Dimana Cp merupakan hasil kali laju alir dengan kapasitas panas fluida (specific heat). Jika komposisi aliran tidak memenuhi kriteria tersebut, dapat diatasi dengan aliran splitting. Namun untuk matching yang jauh dari pinch, pertidaksamaan tersebut bisa dilanggar.

### c). Perbedaan Cp

Perbedaan CP digunakan untuk identifikasi awal dari match yang mungkin untuk individual match, tetapi tidak memungkinkan untuk keseluruhan jaringan. Hal tersebut dapat dilakukan dengan membatasi perbedaan Cp tiap match dengan total perbedaan Cp.

## II.4 Cost Optimization dalam Heat Exchanger

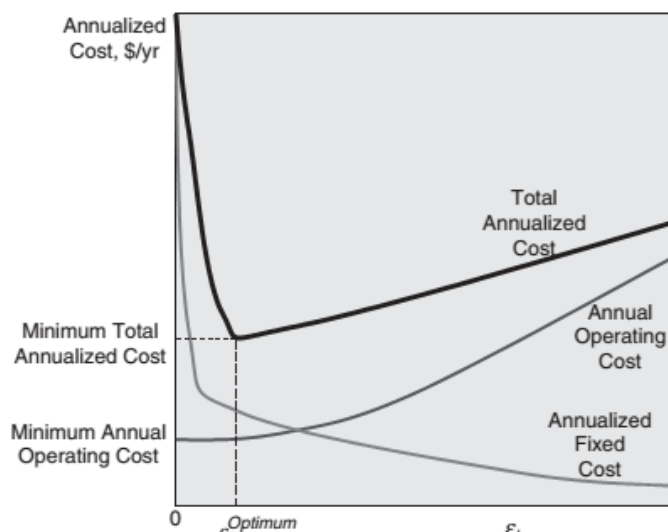
Dalam menilai ekonomi penukar panas, dua jenis biaya harus dipertimbangkan adalah *capital* dan *operating*. *Capital* (investasi) mengacu dengan biaya penukar panas, penambahan perangkat, instalasi, isolasi, instrumentasi, pekerjaan listrik, pipa, pekerjaan rekayasa, dan konstruksi. *Capital Investment* dicirikan oleh kenyataan bahwa hal tersebut harus diganti setelah beberapa tahun sering pelayanan atau masa manfaat periode karena keausan atau menjadi usang dan tidak efisien. Oleh karena itu, hal ini berguna untuk mengevaluasi biaya tahunan terkait dengan investasi modal dari penukar panas yang disebut sebagai *Annual Capital Cost* (ACC).

*Annual Capital Cost* (ACC) dapat diperoleh dengan :

(Smith, 2005)

Selain memerlukan ACC terdapat pengeluaran yang terus menerus yang disebut sebagai *Annual Operating Cost* (AOC) yang diperlukan untuk mengoperasikan jaringan penukar panas. Biaya operasi meliputi utilitas dan sebagainya. Dengan menggabungkan ACC dan AOC, dapat diperoleh *Total Annualized Cost* (TAC) dari sistem pertukaran panas:

$$\text{Total Annualized Cost} = \text{Annualized Fixed Cost} + \text{Annual Operating Cost}$$



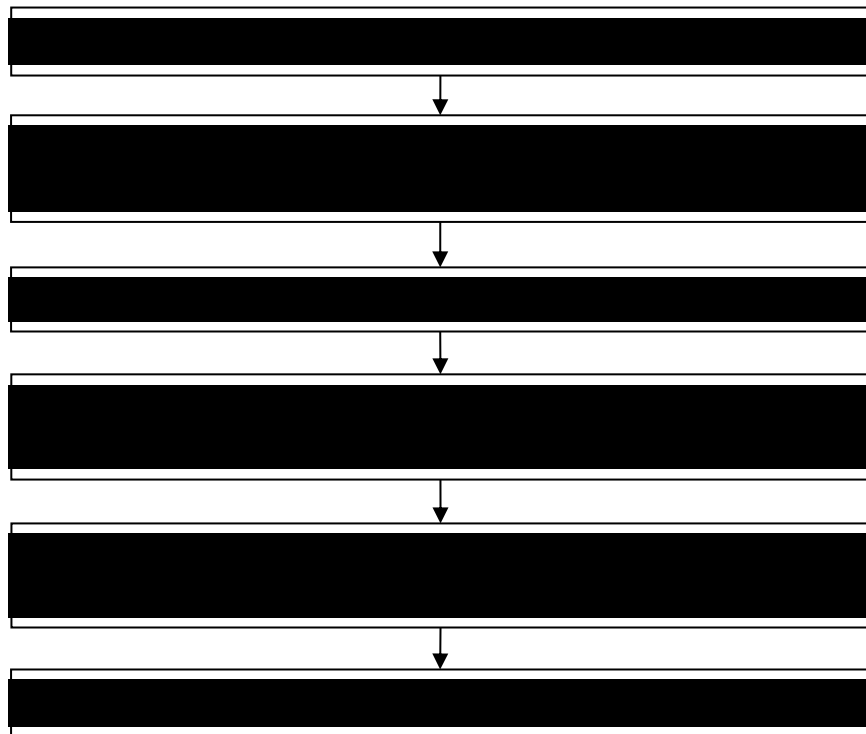
**Gambar II-8** Penentuan Biaya Optimum pada Penukar Massa

(Timmerhaus, 2003)

## METODOLOGI PENELITIAN

### III.1 Tahapan Penelitian

Pada bab ini berisi metodologi penelitian yang akan memandu pelaksanaan penelitian untuk pengambilan keputusan agar didapatkan model optimasi pada jaringan proses pembuatan bioetanol. Tahapan penelitian dalam menyelesaikan topik masalah yang diambil dapat dijelaskan dan diterangkan melalui diagram alir penelitian berikut :



**Gambar III-1** Diagram Alir Penelitian

### III.2 Pengumpulan Data

Data yang diambil merupakan data design serta *process flow diagram* dari pabrik pembuatan bioetanol yang meliputi :

Data alat yang membutuhkan panas dan mengeluarkan panas pada jaringan.

Data sistem ( $T_{\text{hot out}}$ ,  $T_{\text{hot in}}$ ,  $T_{\text{cold out}}$ ,  $T_{\text{cold in}}$ , CP, dan  $\Delta H$ ) pada setiap alat yang mengeluarkan panas dan membutuhkan panas.

Neraca massa dan energi pada alat-alat terkait.

### III.3 Pembuatan Data Limitting

Penentuan batasan data mengacu pada konsep perbedaan temperatur minimum yang umumnya memiliki rentang antara 10-20°C pada industri berbasis kimia. Data limitting kemudian dibuat berdasarkan data desain dengan dasar  $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$ , yang akan digunakan pada proses optimasi menggunakan *Pinch Technology*. Nilai tersebut digunakan sebagai pembatas penelitian agar lebih terfokus dan didapatkan hasil penelitian yang sesuai dengan rumusan permasalahan serta tujuan.

### III.4 Evaluasi Integrasi Panas

Konfigurasi yang telah diamati, kemudian dievaluasi konsumsi panasnya yang dibutuhkan untuk alat terkait dan panas yang dihasilkan dari beberapa alat terkait. Evaluasi meliputi perhitungan jumlah *steam* yang dibutuhkan untuk proses tanpa integrasi. Hasil yang didapatkan dari evaluasi kemudian ditangguhkan untuk selanjutnya dibandingkan dengan jumlah kebutuhan *steam* setelah adanya integrasi, sebagai nilai pembanding.

### III.5 Analisis Integrasi Panas

Bertujuan untuk memperoleh struktur yang paling potensial pada desain integrasi panas pada pabrik pembuatan bioetanol. Dengan mengidentifikasi seluruh panas yang dihasilkan dan dibutuhkan, kemudian berdasarkan limitting  $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$  dibuat konfigurasi integrasi panas baru yang lebih optimum. Dalam tahap ini, jumlah *heat exchanger* tambahan paling sedikit (minimum) yang dibutuhkan juga dicari, dengan konsep bahwa semakin sedikit jumlah *heat exchanger* tambahan yang dibutuhkan, maka semakin rendah biaya modal instalasi dalam perhitungan *Total Annual Cost*.

### III.6 Desain Integrasi Panas

Modifikasi integrasi panas yang telah ditetapkan, kemudian dibuat desain konfigurasi integrasi panas yang baru pada pabrik pembuatan bioetanol berdasarkan hasil analisis. Desain alternatif dibuat paling sedikit dengan tiga alternatif pilihan sebagai perbandingan efisiensi dan efektivitas. Dalam tahap ini juga dihitung jumlah luas area perpindahan panas yang paling kecil berdasarkan jumlah *heat exchanger* tambahan dari hasil analisis integrasi pada tahap sebelumnya. Luas area perpindahan panas yang semakin kecil dapat mengurangi biaya instalasi awal (*Total Annual Cost*) sehingga dapat dipilih desain yang paling menguntungkan, yang tidak hanya mengurangi jumlah kebutuhan *steam*, namun juga memiliki biaya modal yang paling rendah di antara desain alternatif lain.

### III.7 Perhitungan Total Annual Cost

Untuk mendapatkan konfigurasi yang optimum maka dibutuhkan nilai *Total Annual Cost* yang minimum. Berikut adalah langkahnya :

a. Menghitung *Annual Capital Cost*

Terlebih dahulu menentukan nilai *Heat Transfer Area* (A) dari persamaan  $Q = U A \Delta T_{lmt}$ . Dari nilai A serta besar *interest rate* dan umur peralatan maka akan dapat diperoleh nilai *Annual Capital Cost* berdasarkan besar *Heat Transfer Area* tersebut.

b. Menghitung *Utility Cost*

Ditentukan dari jumlah alat yang digunakan dengan harga alat per satuan volume.

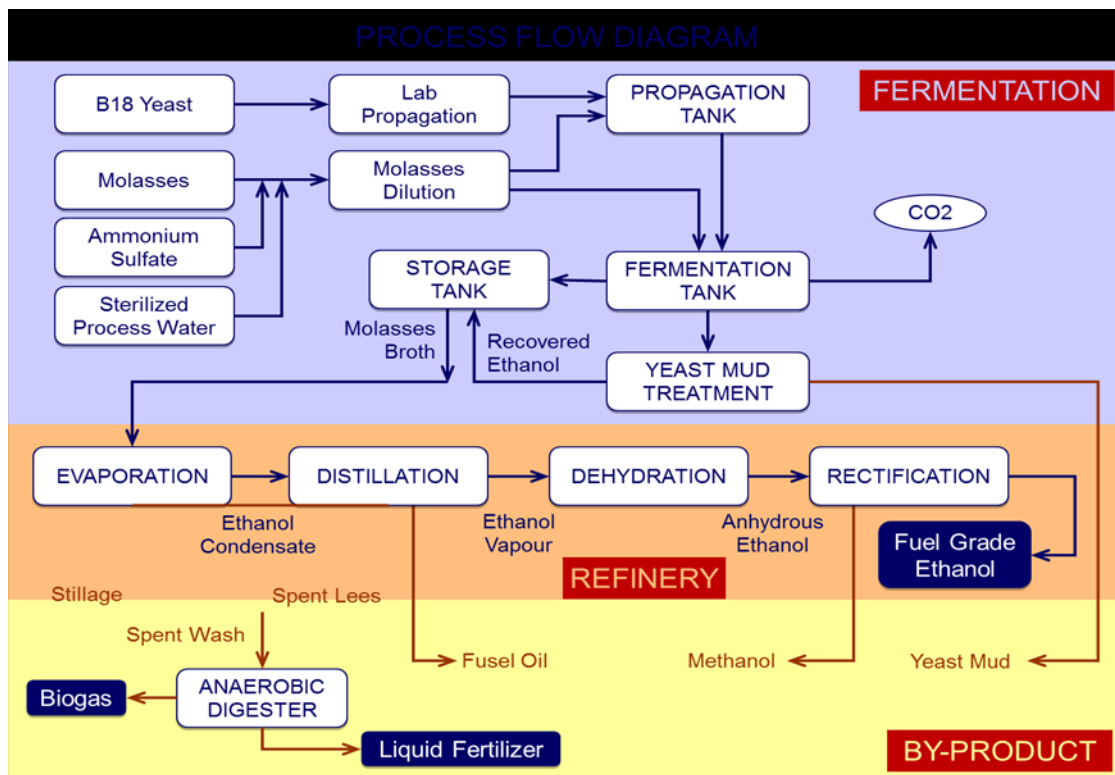
c. Menghitung *Total Annual Cost*

*Total Annual Cost* merupakan nilai dari *Annual Capital Cost* dan *Utility Cost*

## PEMBAHASAN

### IV.1 Pabrik Bioetanol dari Molasses

Penelitian yang kami lakukan bertujuan untuk mengetahui ada tidaknya integrasi panas yang optimal pada pabrik pembuatan bioetanol dari molasses. Penelitian ini dilakukan pada pabrik bioetanol di Mojokerto, Jawa Timur. Pabrik yang berdiri pada 5 Juni 2013 ini memiliki kapasitas produksi yang ditargetkan sebesar 30.000 kiloliter per tahunnya dengan jumlah kebutuhan bahan baku molasses sebanyak 120.000 ton per tahun yang dikumpulkan dari sebelas pabrik gula di wilayah produksi. Produk samping yang dihasilkan dari proses pembuatan bioetanol ini yaitu *spentwash* (*vinnase*) yang dapat diproses secara anaerobik menjadi biogas. Biogas yang diproduksi dapat digunakan sebagai tenaga pembangkit listrik hingga sebesar 2 mW.



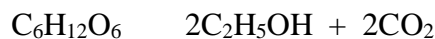
Gambar IV-1 Proses produksi bioetanol dengan bahan baku molasses di pabrik bioetanol

Proses produksi di pabrik bioetanol sendiri terdiri dari dua proses utama, yaitu proses fermentasi dan *refinery*. Proses fermentasi bertujuan untuk pembentukan glukosa, fruktosa, dan juga sukrosa menjadi alkohol dengan bantuan bakteri *saccharomyces cerevisiae*.



Sebelum proses fermentasi dilakukan, terdapat dua proses persiapan bahan baku dengan cara pembiakan yeast dari biakan murni (*lab propagation*) yang kemudian digunakan pada proses utama fermentasi. Sementara yeast dibiakkan, molasses yang akan digunakan sebagai bahan baku diencerkan untuk menyesuaikan kondisi sebelum memasuki tangki propagasi. Pada proses pengenceran juga dilakukan penambahan ammonium sulfat untuk sumber nutrisi yeast selama proses propagasi. Setelah molasses diencerkan dan yeast terbentuk dari biakan, dilakukan pencampuran kedua bahan baku pada tangki propagasi yang bertujuan untuk menambah densitas dari yeast sehingga fermentasi dapat berjalan secara maksimal. Propagasi ini dilakukan pada kondisi aerob dengan pengadukan kontinu sehingga yeast dapat berkembang biak secara optimal. Proses persiapan bahan baku tersebut dilanjutkan dengan proses fermentasi dengan reaksi sebagai berikut :

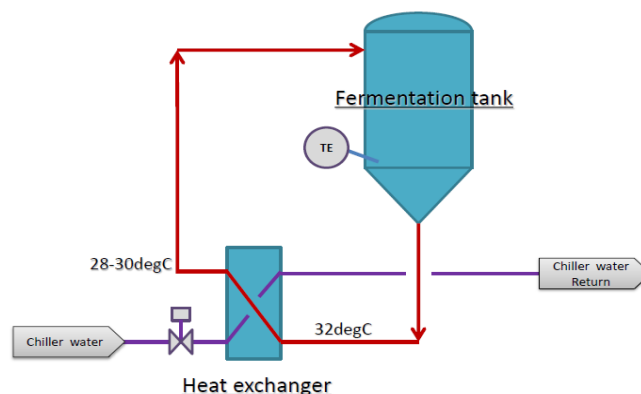
**Reaksi 1 (respirasi anaerobik)**



**Reaksi 2 (respirasi aerobik)**

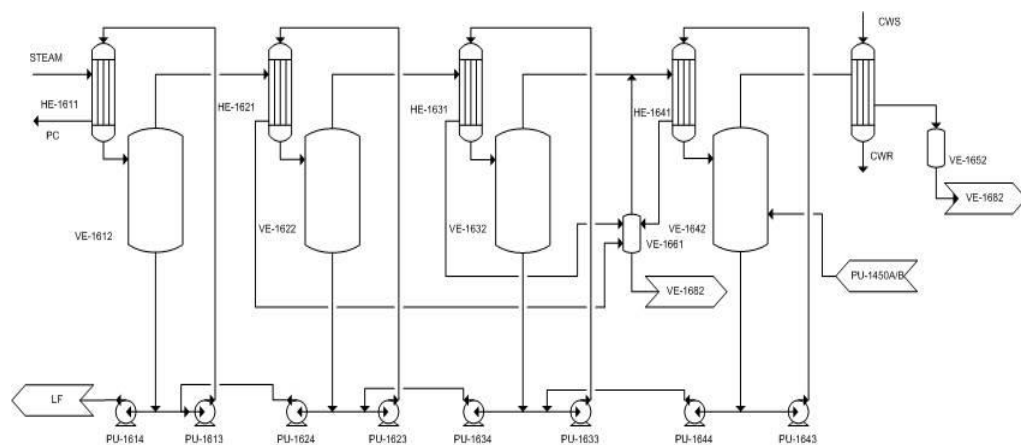


Kondisi anaerob diterapkan pada tangki fermentasi dengan tujuan untuk mencegah perkembangbiakan yeast lebih lanjut melainkan terbentuknya etanol dari hasil penguraian gula. Selama proses fermentasi, pH dijaga sekitar 4-5 dengan suhu operasi 32-36°C disertai proses pendinginan untuk tetap menjaga suhu konstan karena proses yang terjadi merupakan proses eksotermis (penghasil panas). Pada proses fermentasi dalam tangki juga ditambahkan sedikit *anti-foam* untuk mencegah terjadinya overflow akibat pembentukan gelembung berlebih hasil dari proses fermentasi.



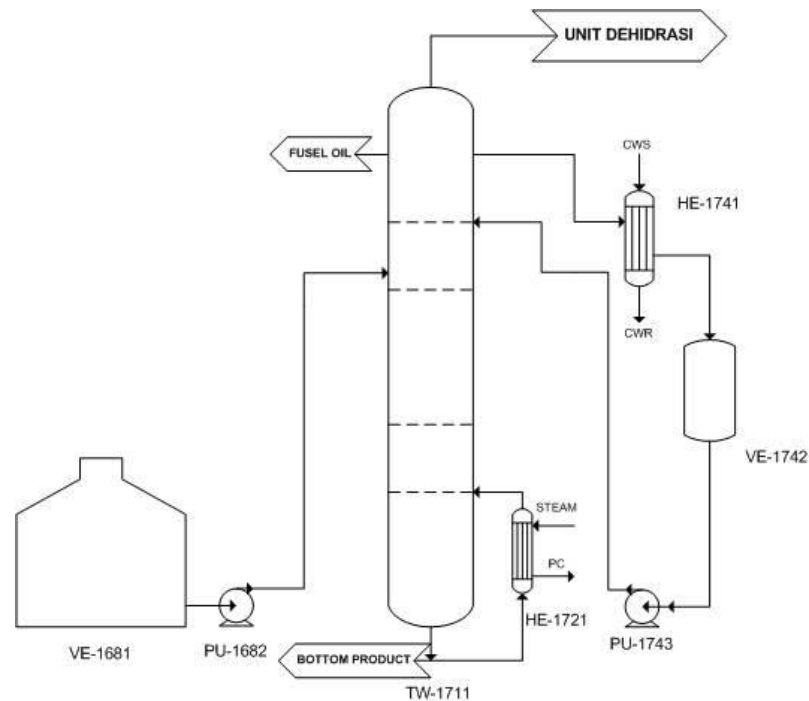
**Gambar IV-2** Proses fermentasi molasses dengan bantuan yeast

Setelah fermentasi dilakukan, maka proses selanjutnya merupakan pemurnian (*refinery*) hasil fermentasi yang hanya mengandung 9-11% etanol. Tahap pertama dari proses *refinery* dimulai dengan penguapan (evaporasi). *Evaporator* yang digunakan berjenis *falling film evaporator* dengan kondisi vakum dan feed berupa *molasses broth* (MBR) yang mengandung 9-11% etanol. *Evaporator* tersebut memiliki jumlah *stage* 4 buah yang beroperasi secara *backward* dengan *multiple effect feed*. Jenis *evaporator falling film* dipilih dengan pertimbangan waktu tinggal yang cukup singkat serta dapat digunakan untuk fluida yang peka terhadap temperatur tinggi, juga tidak membutuhkan ruang yang terlalu besar untuk peletakkannya. Selain itu, koefisien panas yang cukup tinggi dan tidak adanya kenaikan titik didih dan perubahan tekanan juga merupakan pertimbangan dipilihnya evaporator jenis ini. Proses evaporasi dilakukan hingga menghasilkan etanol dengan konsentrasi sekitar 16% volume.



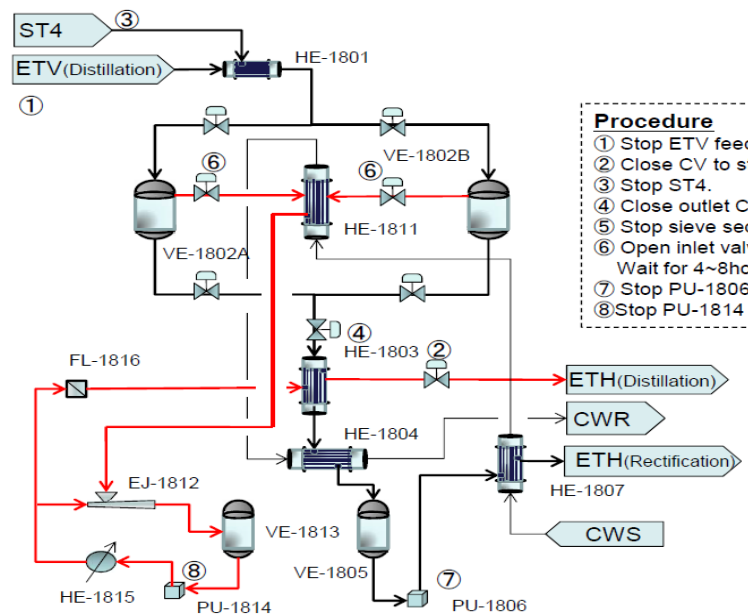
**Gambar IV-3** Proses penguapan *molasses broth* (MBR) pada evaporator

Proses lanjutan dari pemurnian (*refinery*) yaitu proses distilasi menggunakan kolom berjenis *continous distillation* dengan 60 *tray*. Jenis *tray* yang digunakan yaitu *slit tray* dengan kapasitas 45,3 m<sup>2</sup>. Pada proses distilasi, larutan etanol yang memiliki konsentrasi sekitar 16% volume dipekatkan hingga mencapai 92% dengan menggunakan pemanas *steam* dan menghasilkan produk samping *fusel oil*. Produk samping tersebut mengandung hingga 70% *amyl-alkohol*, sejumlah kecil *n-propil* dan *isobutil alkohol*. *Bottom product* dari proses distilasi ini mengandung 0,03% etanol yang disebut *stillage* yang kemudian diolah lebih lanjut di unit *waste water treatment* (WWT). Proses distilasi untuk memisahkan etanol dari air hanya memungkinkan untuk mencapai konsentrasi hingga 96,5% karena campuran etanol-air memiliki titik azeotrop sehingga diperlukan adanya proses dehidrasi untuk mengurangi kadar air yang terlarut dalam etanol.



**Gambar IV-4** Diagram proses distilasi campuran etanol-air

Setelah dilakukan proses distilasi, produk kemudian didehidrasi untuk mengadsorbsi impuritis yang masih terlarut sehingga didapatkan konsentrasi minimal 99% etanol. Pada proses dehidrasi tidak terdapat reaksi sehingga adsorbsi bersifat fisis (secara fisika) dengan adsorben yang dapat diregenerasi untuk adsorbsi ulang. Adsorben yang digunakan untuk proses dehidrasi ini yaitu alumina aktif. Proses dehidrasi terjadi secara kontinyu dengan waktu untuk satu kali proses selama 300 detik dimana proses terjadi pada dua unit yang bekerja secara bergantian antara adsorbsi dan regenerasi. Dehidrasi dijaga pada temperatur 118-122°C dengan tekanan 1,65 bar yang kemudian diturunkan menjadi 0,14 bar pada saat proses regenerasi adsorben.



**Gambar IV-5** Diagram proses dehidrasi dengan adsorben alumina aktif

Proses selanjutnya merupakan proses rektifikasi, dimana proses ini hanya dilakukan apabila hasil produk dehidrasi masih dianggap kurang memenuhi kriteria produk yang diinginkan dan perlu dilakukan *treatment* lanjutan untuk menaikkan kadar konsentrasi. Proses rektifikasi sendiri bertujuan untuk memisahkan metanol yang masih terkandung dalam feed karena metanol memiliki titik didih di bawah etanol, sehingga tidak dapat dipisahkan pada proses distilasi maupun dehidrasi yang hanya mampu menguapkan air yang terkandung.

## IV.2 Aliran Teridentifikasi

Dari hasil analisa process flow diagram produksi bioetanol dari molasses, dapat teridentifikasi sebanyak sebelas aliran feed maupun produk di seluruh proses treatment yang memiliki potensi integrasi. Berikut data aliran teridentifikasi :

**Tabel IV-1** Data aliran feed dan produk proses teridentifikasi

No.	Aliran	T in	T out	m <sup>3</sup> /h
1	<i>Propagation Tank</i>	90	32	53,505
2	<i>Evaporation Feed</i>	32	46,2	35,5
3	<i>Bottom Dist Product</i>	123,1	40,5	18,75
4	<i>Top Dist Product</i>	94,1	125,8	1,18
5	<i>Refluks</i>	98,7	38	6,11
6	<i>Ethanol Product</i>	125,8	34	1,1446
7	<i>Water Dehydration</i>	123,5	34	0,0354
8	<i>Cond Distillation</i>	133	34	6,8
9	<i>Cond Evaporation</i>	90	34	5,9
10	<i>Evaporator Output</i>	101,7	34	5
11	<i>Distillation Feed</i>	62	90	21,8

Dari hasil identifikasi dapat diketahui adanya sebelas aliran yang memiliki variasi temperatur *inlet* dan *outlet*-nya, serta variasi volume aliran (m<sup>3</sup>/h) yang beragam. Aliran yang diidentifikasi memiliki karakteristik yang cukup memenuhi untuk dilakukan integrasi satu sama lain sehingga dapat mengurangi utilitas proses. Jika digolongkan menjadi aliran panas (*hot stream*) dan aliran dingin (*cold stream*), maka terdapat delapan aliran panas yang akan didinginkan sementara aliran dingin hanya terdapat tiga buah yang akan dipanaskan.

Pada keseluruhan proses, terdapat lebih dari sebelas aliran yang berperan dalam produksi bioetanol, namun hanya sebelas yang memiliki karakteristik mumpuni untuk diintegrasikan satu sama lain. Kendala dalam identifikasi aliran proses diantaranya yaitu sulitnya mengetahui temperatur *inlet* ataupun *outlet*, tidak adanya *flowmeter* (sehingga tidak dapat diketahui jumlah aliran per satuan waktunya), hingga tidak adanya analisis kandungan dalam *feed* sehingga sulit diketahui karakteristik kimia dari fluida terkait.

Setelah didapatkannya data, langkah selanjutnya adalah mengubah *flowrate* yang masih dalam *volume* per jam, menjadi *mol* per jam, hal ini bertujuan untuk memudahkan perhitungan selanjutnya. Dengan menggunakan persamaan gas ideal didapat data aliran baru sebagai berikut :

**Tabel IV-2** Data aliran *feed* dan produk proses teridentifikasi dalam mol

No.	Aliran	T in	T out	Mol
1	<i>Propagation Tank</i>	90	32	1795,362
2	<i>Evaporation Feed</i>	32	46,2	1417,739
3	<i>Bottom Dist Product</i>	123,1	40,5	576,655
4	<i>Top Dist Product</i>	94,1	125,8	39,157
5	<i>Refluks</i>	98,7	38	200,243
6	<i>Ethanol Product</i>	125,8	34	34,964
7	<i>Water Dehydration</i>	123,5	34	1,088
8	<i>Cond Distillation</i>	133	34	377777,778
9	<i>Cond Evaporation</i>	90	34	327777,778
10	<i>Evaporator Output</i>	101,7	34	162,554
11	<i>Distillation Feed</i>	62	90	792,687

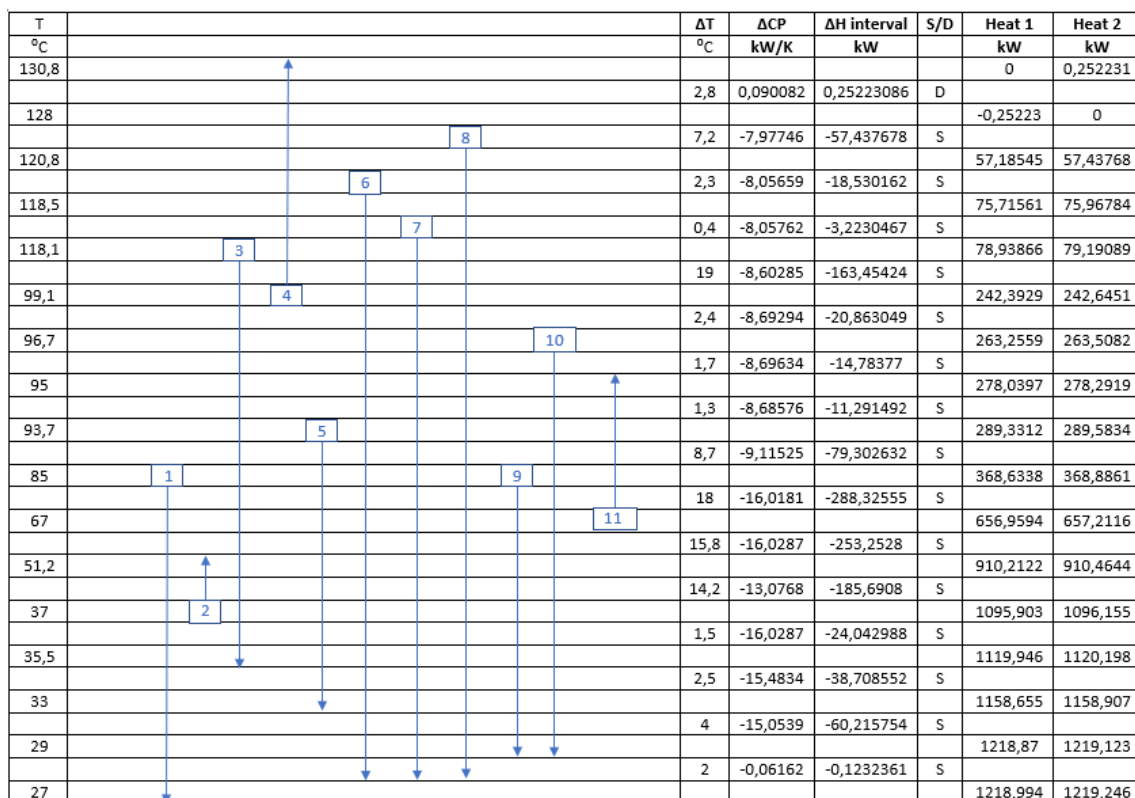
Kemudian selanjutnya menghitung nilai enthalpy dan CP dari masing-masing aliran yang data *flowrate*-nya telah diubah ke dalam mol.

**Tabel IV-3** Data entalpy dan CP dari tiap aliran teridentifikasi

No.	Aliran	T in	T out	Mol	<i>Enthalpy</i> kW	CP kW/K
1	<i>Propagation Tank</i>	90	32	1795,362	3,573845	0,061618
2	<i>Evaporation Feed</i>	32	46,2	1417,739	41,91615	2,951841
3	<i>Bottom Dist Product</i>	123,1	40,5	576,655	45,03665	0,545238
4	<i>Top Dist Product</i>	94,1	125,8	39,157	2,855614	0,090082
5	<i>Refluks</i>	98,7	38	200,243	26,06957	0,429482
6	<i>Ethanol Product</i>	125,8	34	34,964	7,264749	0,079137
7	<i>Water Dehydration</i>	123,5	34	1,088	0,091709	0,001025
8	<i>Cond Distillation</i>	133	34	377777,778	798,6862	8,067538
9	<i>Cond Evaporation</i>	90	34	327777,778	383,1085	6,841223
10	<i>Evaporator Output</i>	101,7	34	162,554	0,230066	0,003398
11	<i>Distillation Feed</i>	62	90	792,687	0,296027	0,010572

### IV.3 Metode Cascade

Setelah aliran teridentifikasi, selanjutnya dilakukan analisis menggunakan metode *cascade* dimana masing-masing aliran didata nilai  $\Delta T$  dan  $\Delta CP$ -nya untuk kemudian dihitung nilai  $\Delta H$  interval tiap alirannya. Dari analisis ini didapatkan hasil berupa nilai panas yang dibutuhkan pada tiap-tiap segmen temperatur (interval) dan nilai pinch point. Nilai *pinch point* merupakan nilai nol pada interval yang berfungsi sebagai indikator pemisah antara dua segmen integrasi. Dari pinch point ini nantinya akan digunakan sebagai pembagi pada penentuan pola integrasi, yang nantinya akan memudahkan dalam menentukan aliran mana yang harus dan akan diintegrasikan.



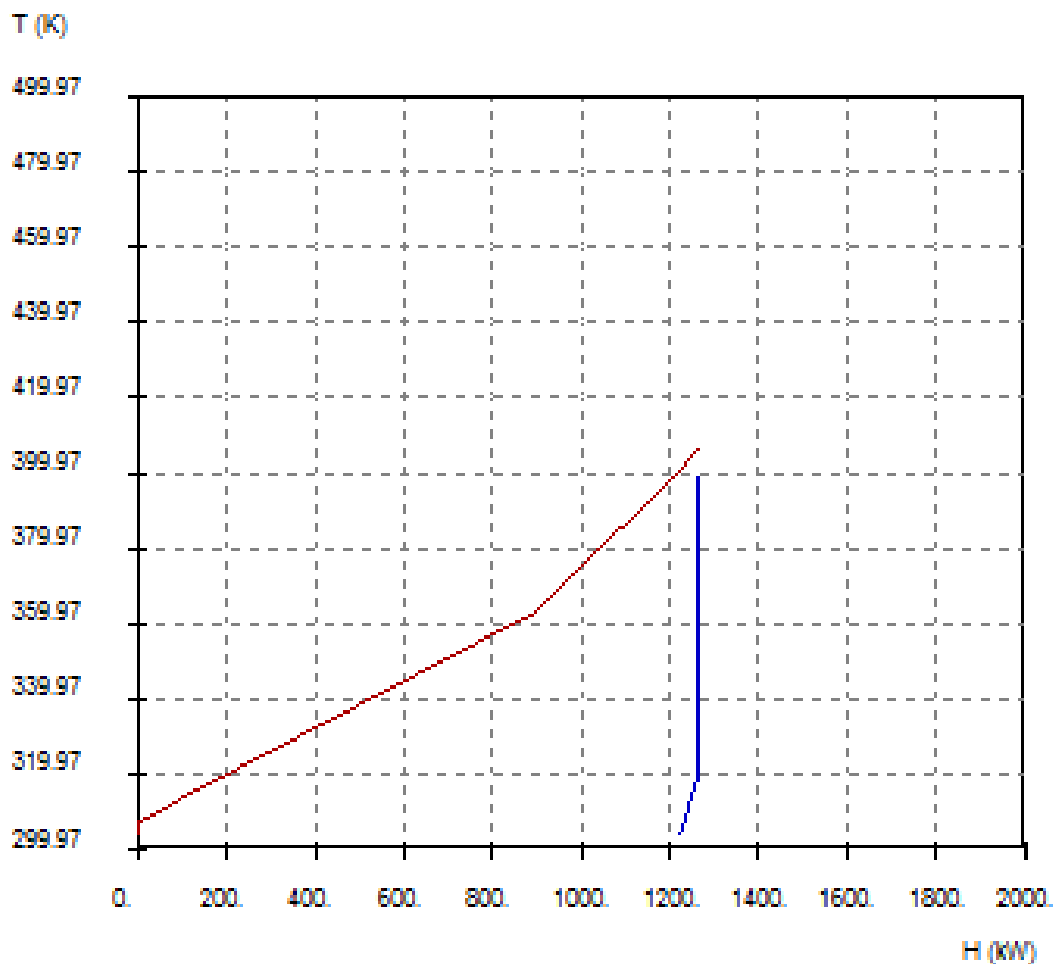
**Gambar IV-6** Cascade Diagram untuk kesebelas aliran teridentifikasi

Hasil dari *cascade diagram* tersebut yaitu nilai *pinch point* yang terletak pada *temperature* 128°C. Hal ini menunjukkan bahwa nilai suhu pada aliran panas yaitu 133°C, sedangkan untuk aliran dingin 123°C.

### IV.4 Composite Curve Diagram

Selain menggunakan *metode cascade*, *pinch temperature* dapat ditentukan berdasarkan *composite curve*, kebutuhan pemanas maupun kebutuhan pendingin dapat diketahui dari hasil integrasi menggunakan *metode composite curve* dimana integrasi

dilakukan menggunakan grafik. Beberapa garis grafik digambarkan sesuai dengan kebutuhan awal pemanas dan pendingin, kemudian digabungkan menjadi satu garis yang menunjukkan kebutuhan pemanas dan pendingin setelah integrasi. Titik terdekat antar aliran dingin dan panas merupakan daerah *pinch*. *Composite curve* ini sendiri didapat dengan menggunakan *software Hint*, yang merupakan salah satu *software* yang biasa digunakan untuk mencari *pinch temperature*.



**Gambar IV-7** *Composite curve diagram* dari aliran terintegrasi

Kebutuhan pemanas maupun pendingin dapat diketahui dari grafik tersebut dengan meninjau ujung titik aliran panas dengan ujung titik aliran dingin sehingga didapatkan kebutuhan pemanas dan pendingin. Dengan membuat grafik serupa namun secara manual, didapatkan grafik yang kurang lebih sama dengan yang didapat dengan menggunakan *software*, terlebih pada grafik aliran dingin yang terlihat cukup aneh. Grafik aliran dingin yang terlihat agak aneh disebabkan oleh naiknya suhu yang cukup ekstrim namun tidak diikuti dengan kenaikan nilai *enthalpy*-nya, tidak besarnya nilai *enthalpy* disebabkan karena

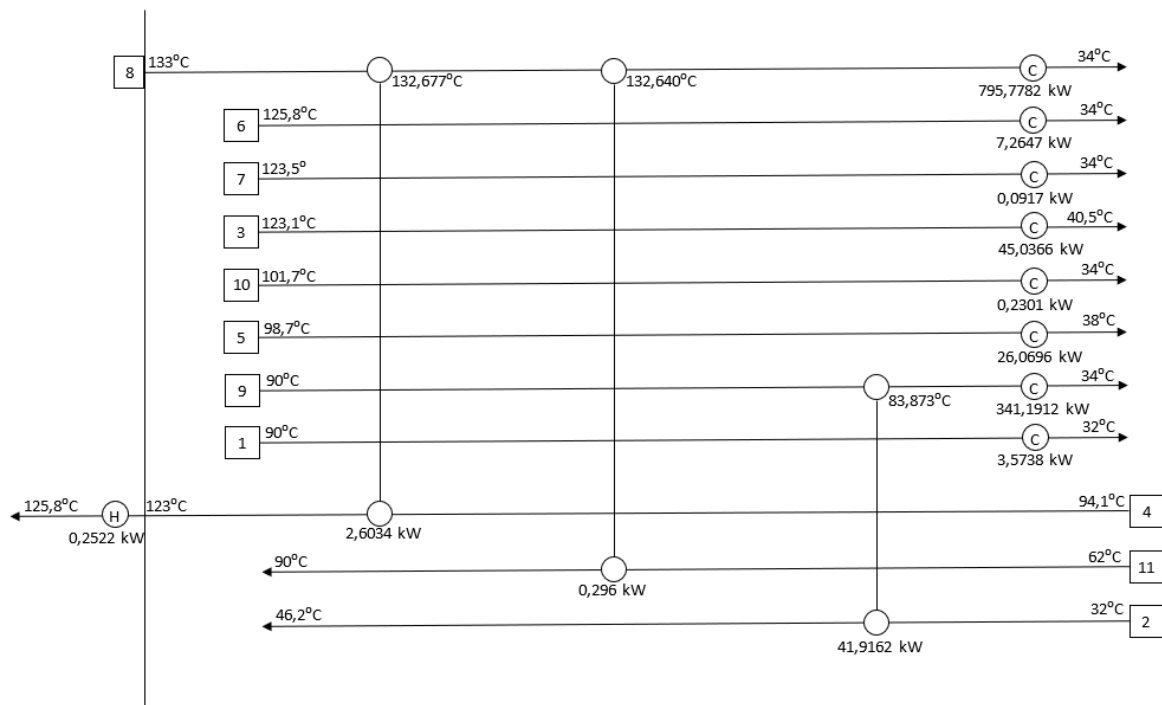


*flowrate* dari dua aliran dingin tersebut yang ada tidak cukup besar, sehingga *enthalpy* yang dibutuhkan tidak besar untuk menaikkan suhu hingga sedemikian rupa. Dari hasil integrasi menggunakan metode ini diketahui bahwa kebutuhan pemanas setelah integrasi yaitu sebesar 0,2522 kW dan kebutuhan pendingin sebesar 1219,246 kW.

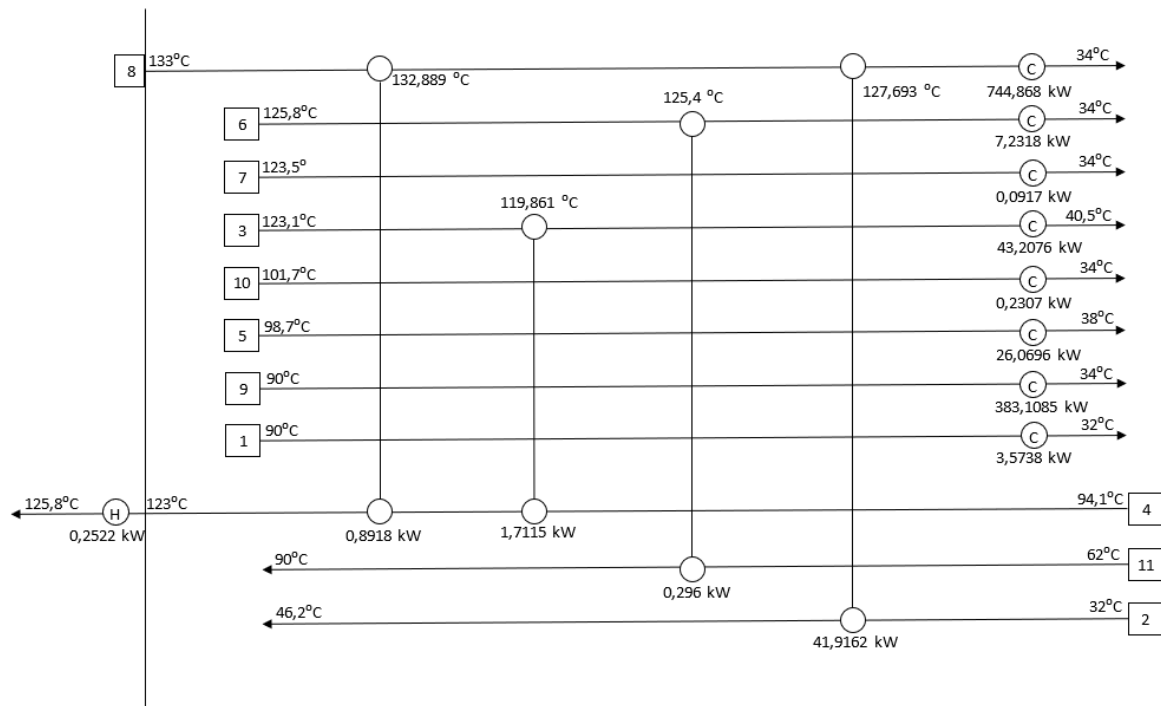
#### IV.5 Variasi Rancangan Integrasi Panas

Dari hasil analisis dan perhitungan menggunakan metode *cascade* maupun *composite curve*, didapatkan beberapa variasi rancangan integrasi panas yang dapat digunakan sebagai alternatif efisiensi atau optimasi proses produksi. Tiap-tiap variasi rancangan memiliki nilai optimasi yang berbeda-beda jika ditinjau dari jumlah pengurangan utilitas, namun hal tersebut bukan satu-satunya tolok ukur untuk menentukan rancangan yang terbaik. Suatu rancangan yang baik tidak hanya mengurangi jumlah utilitas seperti *steam* ataupun air pendingin, namun juga ditinjau dari segi *capital cost*-nya, dimana biaya instalasi alat penukar panas (*heat exchanger*) sebagai pelengkap integrasi juga perlu diperkirakan.

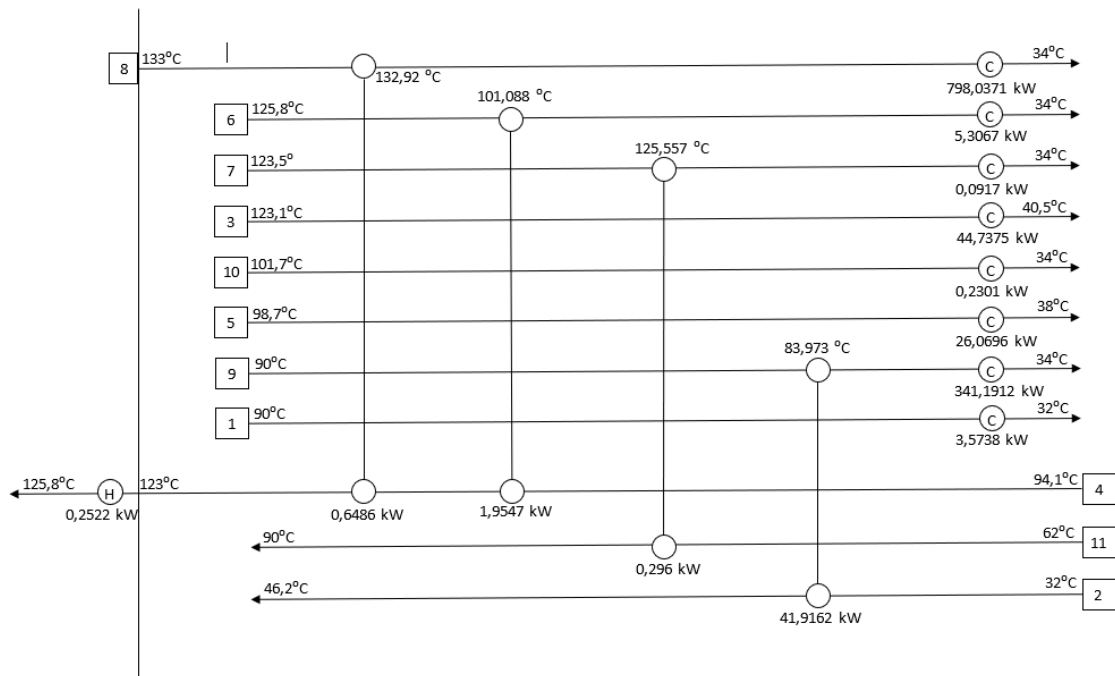
Dari sebelas aliran yang teridentifikasi dan memenuhi syarat untuk integrasi, berikut empat variasi rancangan integrasi yang mungkin dilakukan :



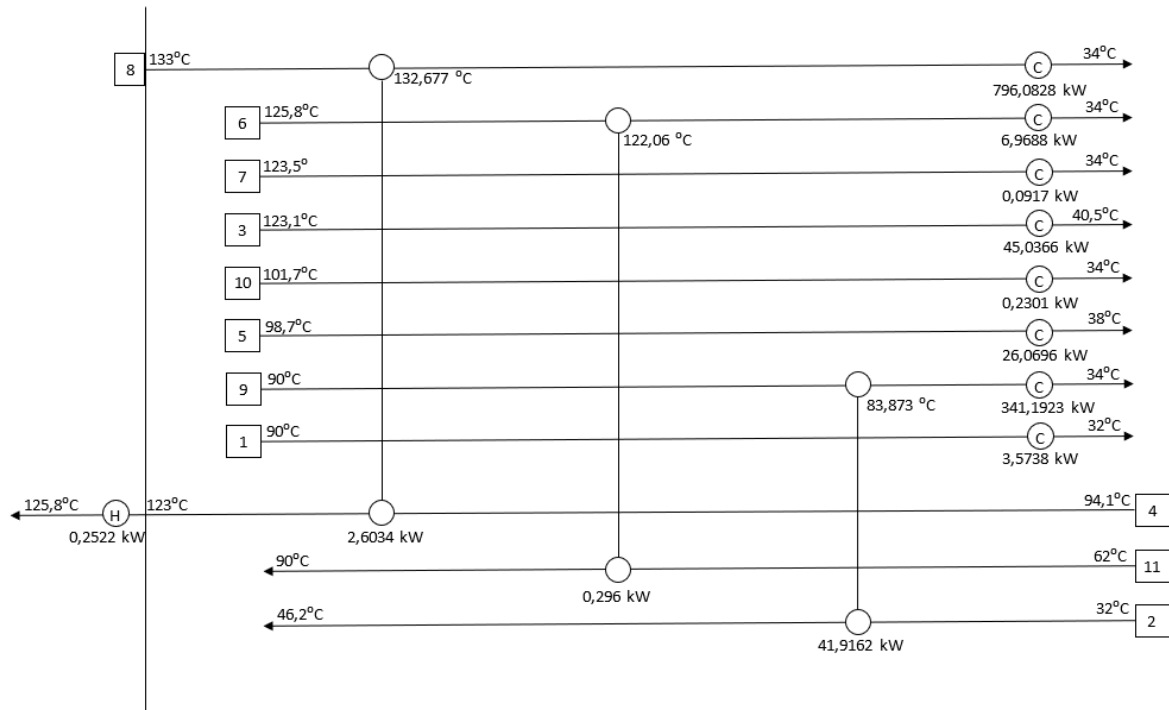
Gambar IV-8 Model variasi integrasi panas 1



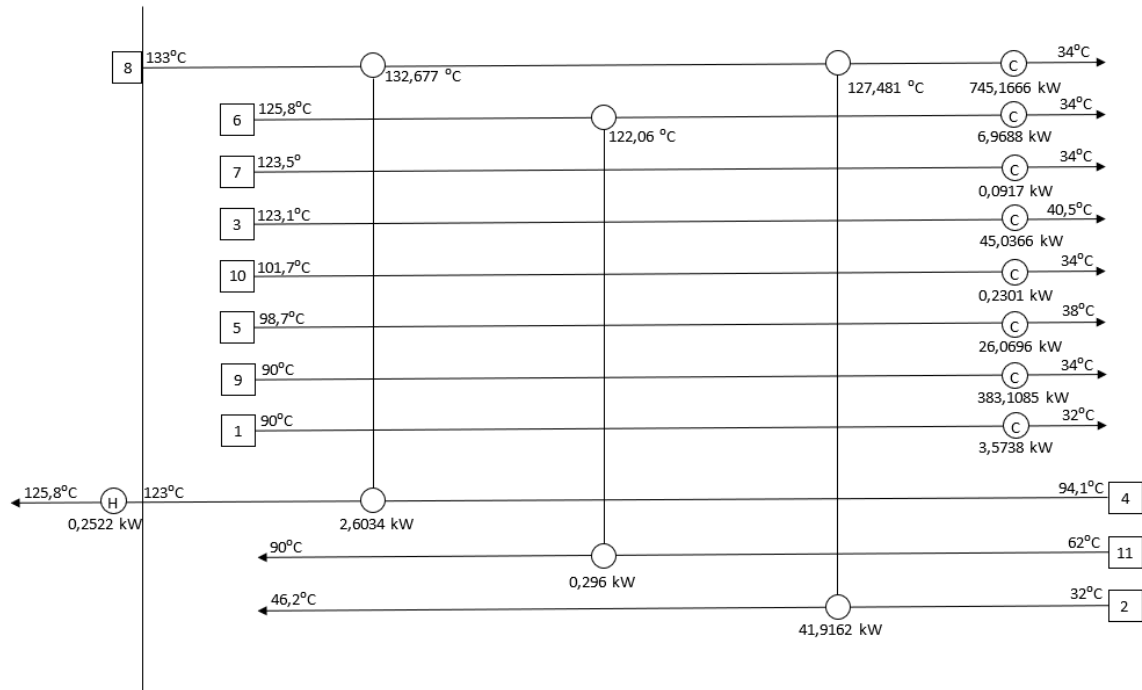
**Gambar IV-9** Model variasi integrasi panas 2



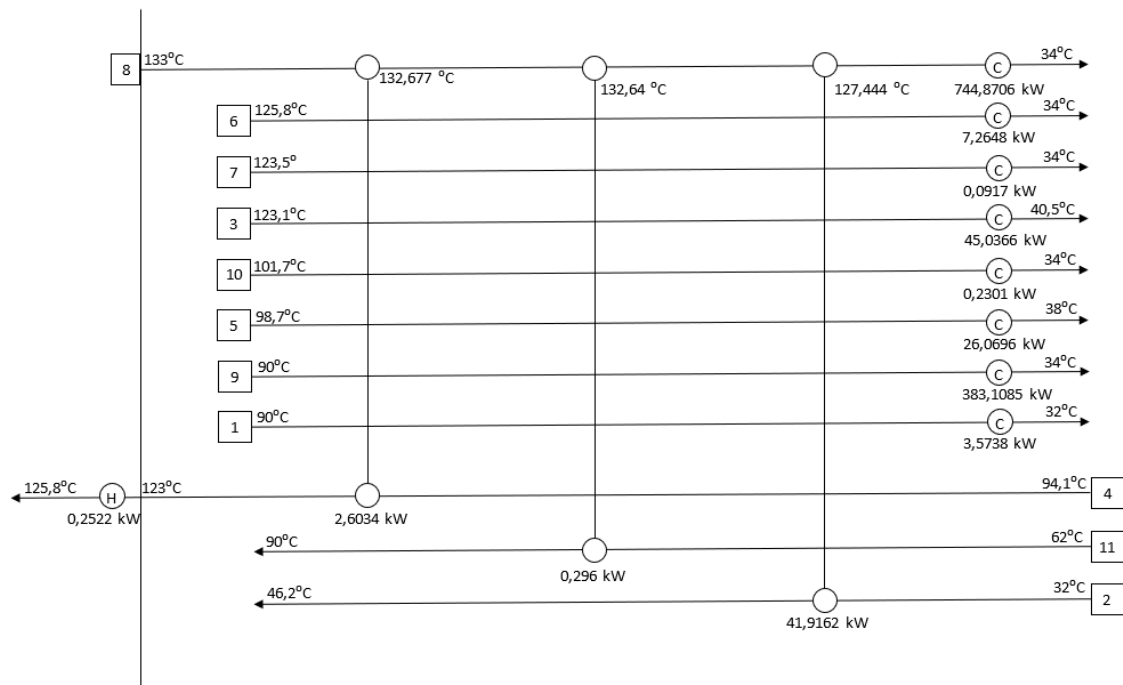
**Gambar IV-10** Model variasi integrasi panas 3



**Gambar IV-11 Model variasi integrasi panas 4**



**Gambar IV-12 Model variasi integrasi panas 5**



**Gambar IV-13** Model variasi integrasi panas 6

Dari keempat variasi integrasi tersebut, didapatkan pula keempat variasi karakteristik serta keuntungan yang berbeda. Karakteristik model integrasi yang ditinjau yaitu jumlah *heat exchanger* yang ditambahkan untuk melengkapi rancangan integrasi panas. Berikut perbandingan karakteristik yang dimiliki dari tiap model rancangan integrasi panas di atas :

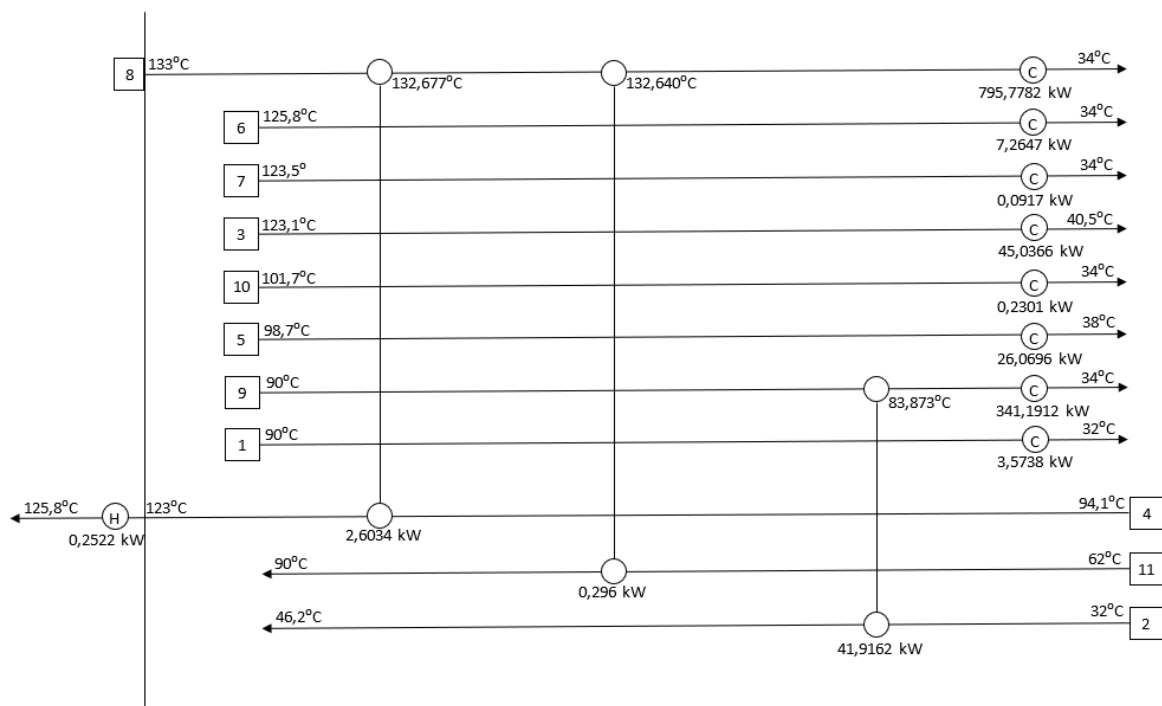
**Tabel IV-4** Perbandingan kebutuhan tiap variasi integrasi panas

No.	Model	Hot Utility (kW)	Cold Utility (kW)	Jumlah HE (buah)
1	Variasi 1	0,2522	1219,2735	3
2	Variasi 2	0,2522	1219,4417	4
3	Variasi 3	0,2522	1219,2377	4
4	Variasi 4	0,2522	1219,2359	3
5	Variasi 5	0,2522	1219,412	3
6	Variasi 6	0,2522	1219,322	3

Hasil perbandingan karakteristik menunjukkan bahwa variasi dengan jumlah *heat exchanger* 3 buah merupakan rancangan yang terbilang paling menguntungkan. Dapat ditarik kesimpulan sementara bahwa integrasi dengan hanya 3 buah *heat exchanger* akan membuat nilai *annual capital cost* menjadi lebih rendah, jika dibandingkan dengan integrasi menggunakan 4 *heat exchanger* atau lebih.

## Menentukan Nilai Luas Area Perpindahan Panas

Setelah dilakukan integrasi dan diketahui jumlah *heat exchanger* minimal yang dapat dipakai adalah 3 buah, maka dipilih variasi integrasi yang menggunakan 3 buah *heat exchanger*, setelah dipilih nantinya variasi tersebut akan dipilih yang terbaik. Diketahui bahwa ada terdapat 4 kemungkinan jenis integrasi yang menggunakan 3 buah *heat exchanger*, yaitu variasi 1, 2, 5, dan 6. Dari data  $Ud$  dan  $\Delta T_{LMTD}$  yang telah didapat, maka dapat ditentukan nilai dari luas area perpindahan panas dari masing-masing integrasi pada setiap *heat exchanger*.

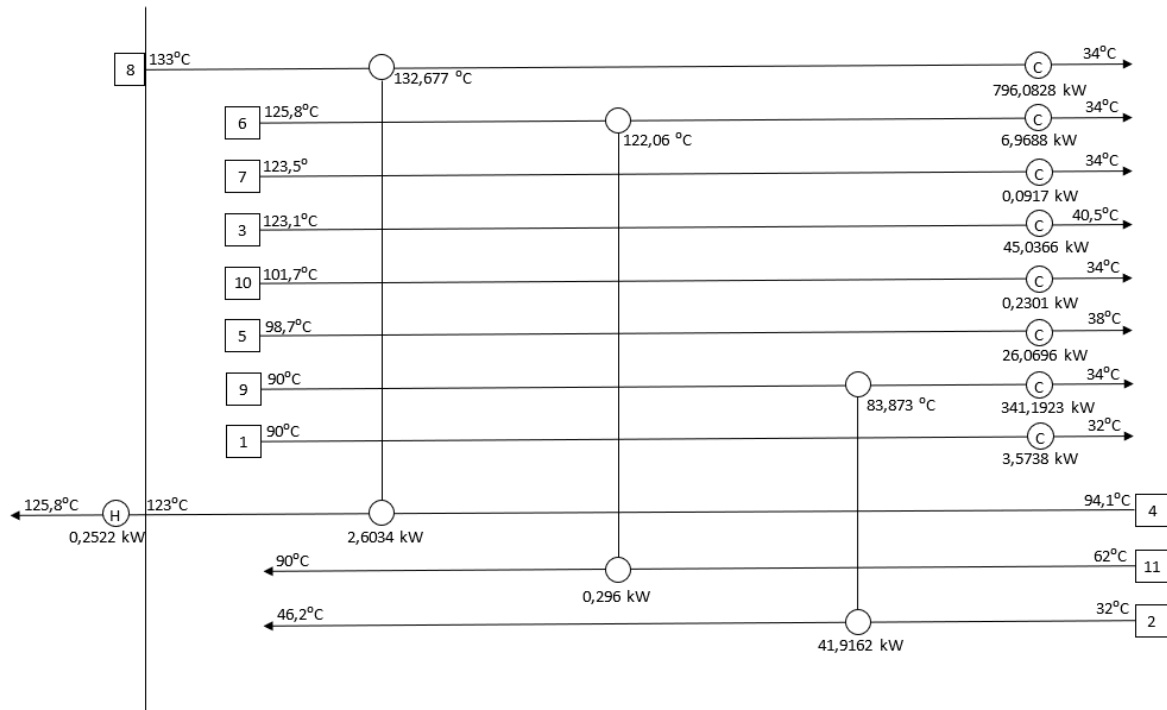


**Gambar IV-14** Model variasi integrasi panas 1

Dengan karakteristik *heat exchanger* sebagai berikut :

**Tabel IV-5** Karakteristik Heat Exchanger Variasi 1

No	HE	Q	Ud	$\Delta T_{LMTD}$	A
		Btu/h	Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	°F	ft <sup>2</sup>
1	1	7040,61	0,522	38,101	353,9
2	2	1009,99	1,889	99,87	5,4
3	3	143024,03	26,247	85,901	63,4
Total					422,7

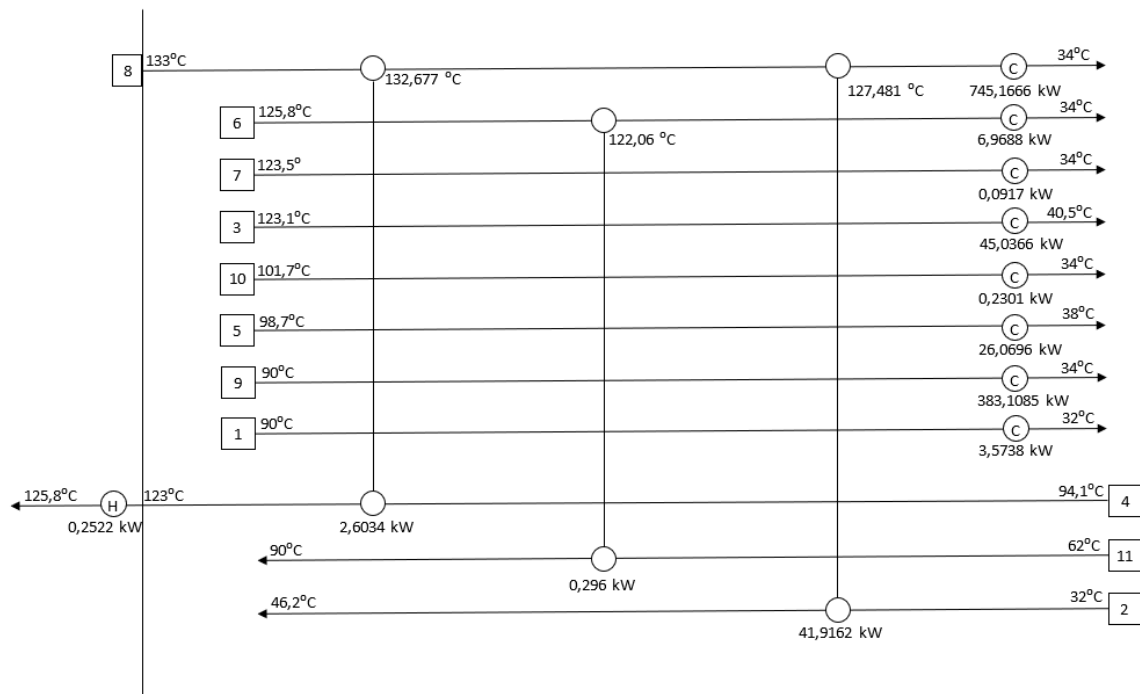


**Gambar IV-15** Model variasi integrasi panas 4

Dengan karakteristik *heat exchanger* sebagai berikut :

**Tabel IV-6** Karakteristik *Heat Exchanger* Variasi 4

No	HE	Q	Ud	$\Delta T_{LMTD}$	A
		Btu/h	Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	°F	ft <sup>2</sup>
1	1	7040,61	0,522	38,101	353,9
2	2	1009,99	2,708	84,835	4,4
3	3	143024,03	26,247	85,901	63,4
Total					421,7

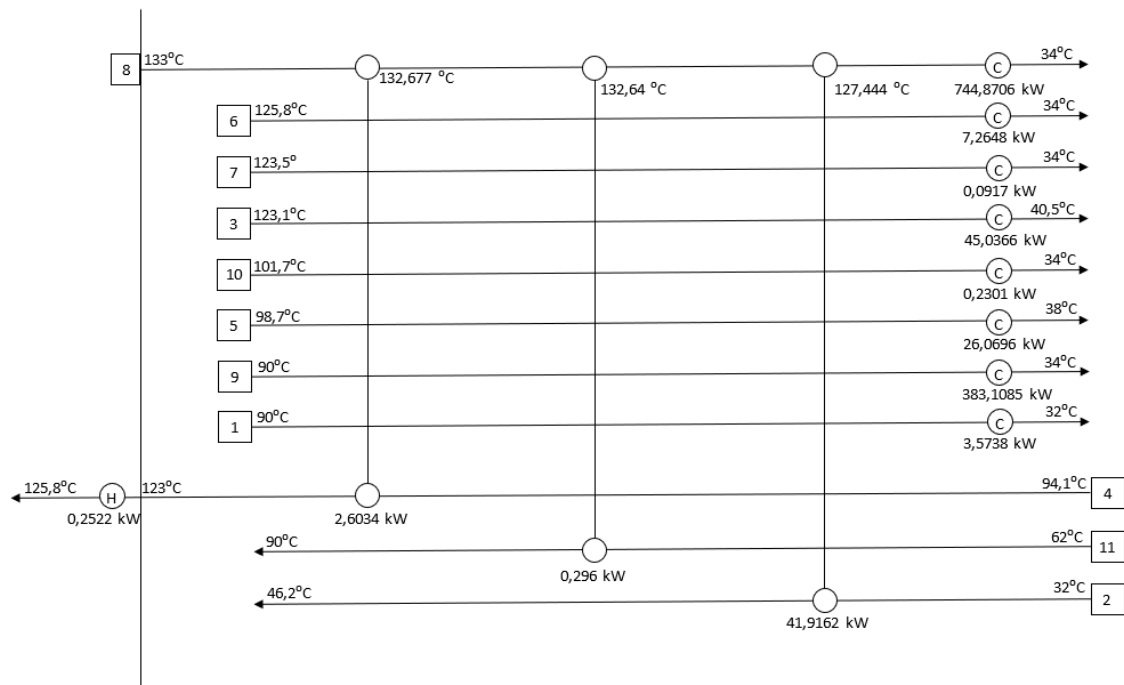


**Gambar IV-16** Model variasi integrasi panas 5

Dengan karakteristik *heat exchanger* sebagai berikut :

**Tabel IV-7** Karakteristik *Heat Exchanger* Variasi 5

No	HE	Q	Ud	$\Delta T_{LMTD}$	A
		Btu/h	Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	°F	ft <sup>2</sup>
1	1	7040,61	0,522	38,101	353,9
2	2	1009,99	2,708	84,835	4,4
3	3	143024,03	26,247	163,59	33
Total					391,3



**Gambar IV-17** Model variasi integrasi panas 6

Dengan karakteristik *heat exchanger* sebagai berikut :

**Tabel IV-8** Karakteristik *Heat Exchanger* Variasi 6

No	HE	Q	Ud	$\Delta T_{LMTD}$	A
		Btu/h	Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	°F	ft <sup>2</sup>
1	1	7040,61	0,522	38,101	353,9
2	2	1009,99	2,708	99,87	5,4
3	3	143024,03	26,247	163,56	33
Total					392,3

Dari hasil perhitungan luas area perpindahan panas yang telah didapat, integrasi kelima memiliki nilai luas area perpindahan panas yang paling kecil jika dibandingkan dengan integrasi lain, dengan demikian integrasi kelima harus dipilih sebagai acuan. Pemillihan nilai luas area perpindahan panas yang paling kecil ini bertujuan untuk menekan nilai *annual capital cost* nantinya, karena semakin tinggi nilai luas area perpindahan panas, maka semakin besar pula biaya yang harus dikeluarkan dalam pengadaan *heat exchanger*.



### Hasil Analisis Berdasarkan Aliran tidak Terintegrasi

Dari total enam buah variasi di awal, telah dipilih empat variasi yang memiliki jumlah *heat exchanger* tambahan paling sedikit, yaitu tiga buah. Jika dibandingkan lebih lanjut, maka dapat dilihat bahwa jumlah aliran yang terintegrasi dan yang tidak terintegrasi jumlahnya berbeda dari tiap variasi. Hal tersebut merupakan salah satu topik yang dapat ditinjau sebagai pokok pertimbangan lebih lanjut.

**Tabel IV-9** Perbandingan Jumlah Aliran Tak Terintegrasi pada Tiap Variasi

No.	Model	Jumlah HE (buah)	Luas Perpindahan Panas (ft <sup>2</sup> )	Aliran Terintegrasi	Aliran Tidak Terintegrasi
1	Variasi 1	3	422,7	5	6
2	Variasi 4	3	421,7	6	5
4	Variasi 5	3	391,3	5	6
5	Variasi 6	3	392,3	4	7

Jika ditinjau dari hasil perbandingan maka jumlah aliran yang terintegrasi tidak mempengaruhi jumlah luas area perpindahan panas pada *heat exchanger* tambahan. Pada variasi 4, dimana aliran terintegrasi lebih banyak dibandingkan jumlah *heat exchanger* pada variasi 5, luas area perpindahan panasnya lebih besar apabila dibandingkan dengan variasi 5. Hal tersebut dapat dikembalikan pada konsep dimana semakin besar luas area perpindahan panas, maka semakin besar pula biaya modal instalasi (*annual capital cost*). Dengan demikian, variasi yang dipilih cenderung tetap pada variasi 5 yang membutuhkan luas area perpindahan panas lebih kecil, sehingga penambahan *annual capital cost* tidak akan meningkat terlalu jauh. Selain itu, semakin banyak aliran yang terintegrasi, semakin besar pula kemungkinan untuk biaya instalasi perpipaan dan keteknikan.

### IV.6 Penentuan Nilai Total Annual Cost

Dari hasil yang telah didapat dan ditetapkan sebelumnya, maka *annual capital cost* dapat ditentukan setelah mengetahui jenis *heat exchanger* yang akan dipakai. Jenis *heat exchanger* yang digunakan adalah *double pipe heat exchanger* (DPHE), pemilihan jenis ini didasarkan pada nilai Q pada masing-masing *heat exchanger* yang tidak terlalu besar, sehingga memungkinkan untuk digunakan *heat exchanger* jenis ini. Dengan bersumber pada salah satu website resmi didapat harga *heat exchanger* sebagai berikut, dimana sebelumnya

dilakukan konversi terlebih dahulu karena harga yang didapat masih merupakan harga pada tahun 2014, data berikut merupakan hasil dari analisa berdasarkan variasi kelima :

**Tabel IV-10** Hasil perhitungan nilai *Annual Capital Cost*

No	Kode	Nama Alat	Total	Harga US\$, 2014	Harga Total US\$, 2018
1	HE-1	<i>Heat exchanger</i>	1	48.900	53.505,87
2	HE-2	<i>Heat exchanger</i>	1	1.100	1.203,61
3	HE-3	<i>Heat exchanger</i>	1	2.200	2.407,22
Total			3		57.116,70

Dengan kurs 1US\$ = Rp 14.000 maka didapat harga kebutuhan *heat exchanger* adalah Rp 788.210.429. Kemudian langkah selanjutnya adalah menentukan nilai *annual capital cost* dengan persamaan sebagai berikut :

---

Dari persamaan ini didapat nilai dari *annual capital cost* sebesar Rp 126.903.185 per tahun. Dengan asumsi umur alat (n) 10 tahun dan nilai *interest rate* (i) sebesar 9,75%.

Dari hasil analisis, diketahui bahwa jumlah pemanas maupun pendingin yang dibutuhkan berubah apabila dibandingkan antara sebelum dan sesudah integrasi. Perhitungan dilakukan untuk mengetahui jumlah nominal kebutuhan dalam satuan rupiah, dengan rata-rata kurs tukar yang berlaku saat ini. Asumsi harga yang berlaku untuk air pendingin dianggap tidak berpengaruh pada perhitungan, asumsi ini dilakukan karena kebutuhan air pendingin setelah adanya integrasi hanya berkurang 0,296 kW yang dirasa cukup kecil, untuk aliran 8 yang sejatinya memerlukan pendingin paling besar sebenarnya tidak dilakukan proses pendinginan oleh perusahaan bioetanol tersebut, melainkan langsung dialihkan ke perusahaan gula rekanan untuk diolah kembali, sehingga perusahaan bioetanol tersebut tidak membutuhkan air pendingin untuk mendinginkan kondensat *steam* tersebut. Sementara untuk biaya pemanas atau steam, digunakan referensi harga jual dari perusahaan dalam negeri. Berikut hasil perhitungan dan perbandingan nominal yang didapatkan sebelum dan sesudah integrasi :

**Tabel IV-11** Hasil perhitungan dan perbandingan nominal kebutuhan utilitas

<b>Keterangan</b>	<b>Sebelum Integrasi</b>	<b>Setelah Integrasi</b>
<b>Kebutuhan <i>Steam</i> (kW)</b>	2,8576 kW	0,2522 kW
<b>Kebutuhan <i>Steam</i> (kJ/j)</b>	10287,4 kJ/j	907,92 kJ/j
<b>Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/j)</b>	343,61068 kg/j	30,325662 kg/j
<b>Harga <i>Steam</i> (USD/j)</b>	5,8414 USD/j	0,5155 USD/j
<b>Harga <i>Steam</i> (USD/tahun)</b>	25.655 USD/tahun	2.264 USD/tahun
<b>Harga <i>Steam</i> (Rp/tahun)</b>	Rp 359.174.864	Rp 31.699.293

Dengan karakteristik *steam* sebagai berikut :

*Mass Cp* = 4,277 kJ/kg°C

*Pressure* = 4 bar

*T inlet* = 140°C

*T outlet* = 133°C

*Price* = 17 USD/ton

1 USD = Rp 14.000

Dari hasil perhitungan didapatkan hasil bahwa jika dilakukan integrasi panas sesuai dengan variasi integrasi yang telah dipilih, maka kebutuhan utilitas (pemanas) untuk proses produksi mengalami penghematan hingga sebesar 327.475.571 rupiah per tahunnya. Hal tersebut dapat digunakan sebagai acuan peningkatan (*upgrading*) pabrik sehingga biaya yang dikeluarkan untuk utilitas dapat diminimalisir.

Setelah jumlah utilitas sebelum dan sesudah integrasi diketahui nominalnya, selanjutnya dilakukan analisis terhadap nilai *Total Annual Cost* (TAC) dan dibandingkan jumlahnya sebelum serta sesudah dilakukan integrasi. Berikut merupakan perbandingan nilai *Total Annual Cost* sesudah dan sebelum integrasi dilakukan :

**Tabel IV-12** Hasil perhitungan nilai *Total Annual Cost*

<b>Keterangan</b>	<b>Annual Capital Cost (rupiah/tahun)</b>	<b>Utility Cost (rupiah/tahun)</b>	<b>TAC (rupiah/tahun)</b>
<b>Sebelum Integrasi</b>	X	359.174.864	X + 359.174.864
<b>Sesudah Integrasi</b>	X + 126.903.185	31.699.293	X + 158.602.478
<b>Selisih</b>			200.572.386

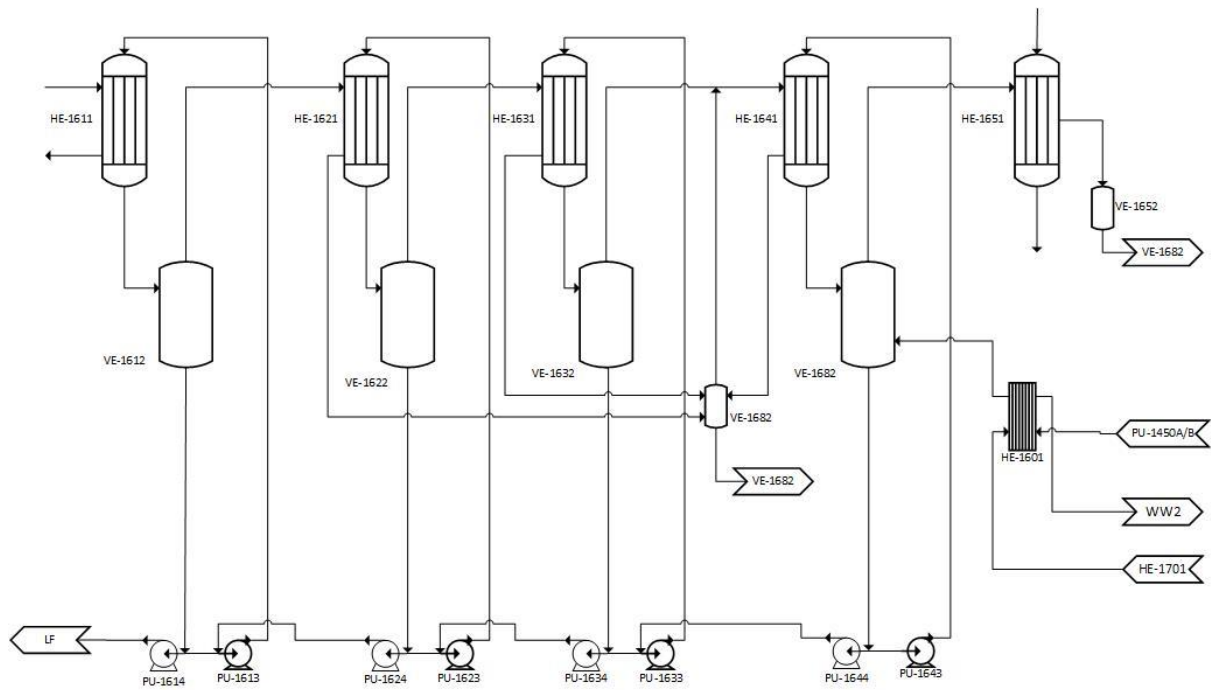
Dimana :

$$\text{TAC} = \text{Annual Capital Cost} + \text{Utility Cost}$$

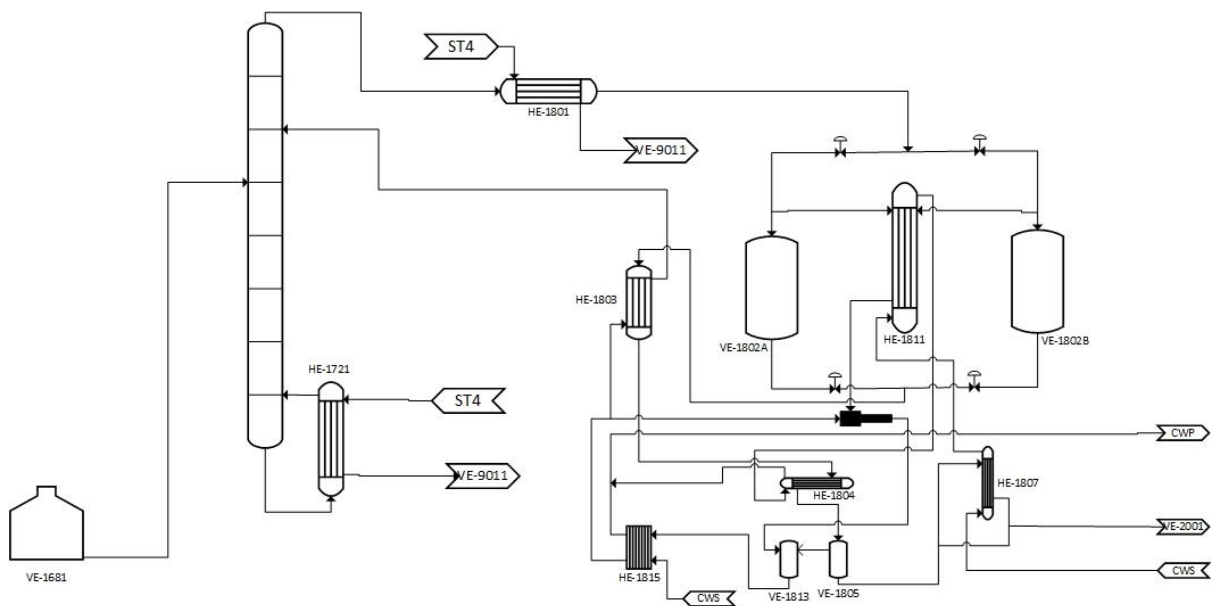
Dari hasil perhitungan diketahui bahwa terdapat penghematan yang mungkin untuk dilakukan hingga mencapai nilai 200.572.386 rupiah per tahunnya. Dengan demikian, sistem integrasi pada pabrik bioetanol dari molasses tersebut sangat memungkinkan untuk diterapkan.

#### **IV.7 Desain Integrasi Panas Akhir**

Berdasarkan hasil evaluasi dan analisis, dibuatlah rancangan integrasi panas berupa desain peletakan heat exchanger tambahan dan instalasi perpipaan penghubung. Visualisasi berikut merupakan desain sederhana sebagai upaya penggambaran aplikasi rancangan integrasi yang memudahkan studi lebih lanjut terkait penerapan di industri bioetanol tersebut. Berikut desain awal praintegrasi :

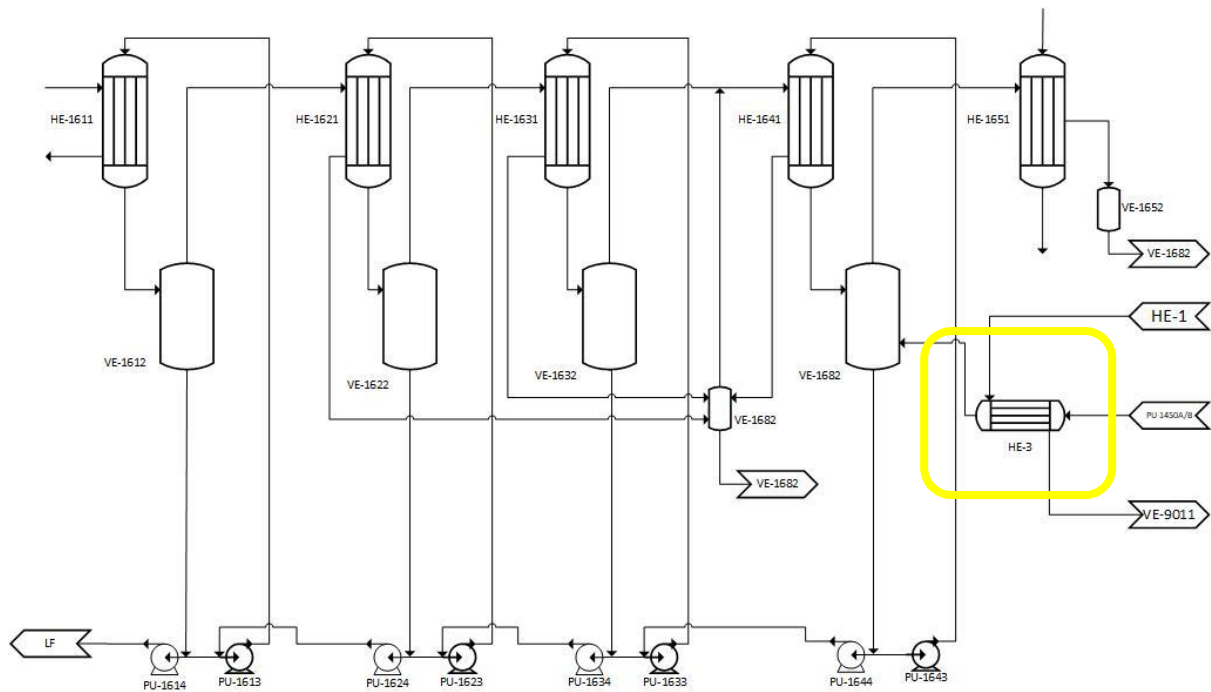


**Gambar IV-18** *Process Flow Diagram* Bagian Evaporasi Pra-Integrasi

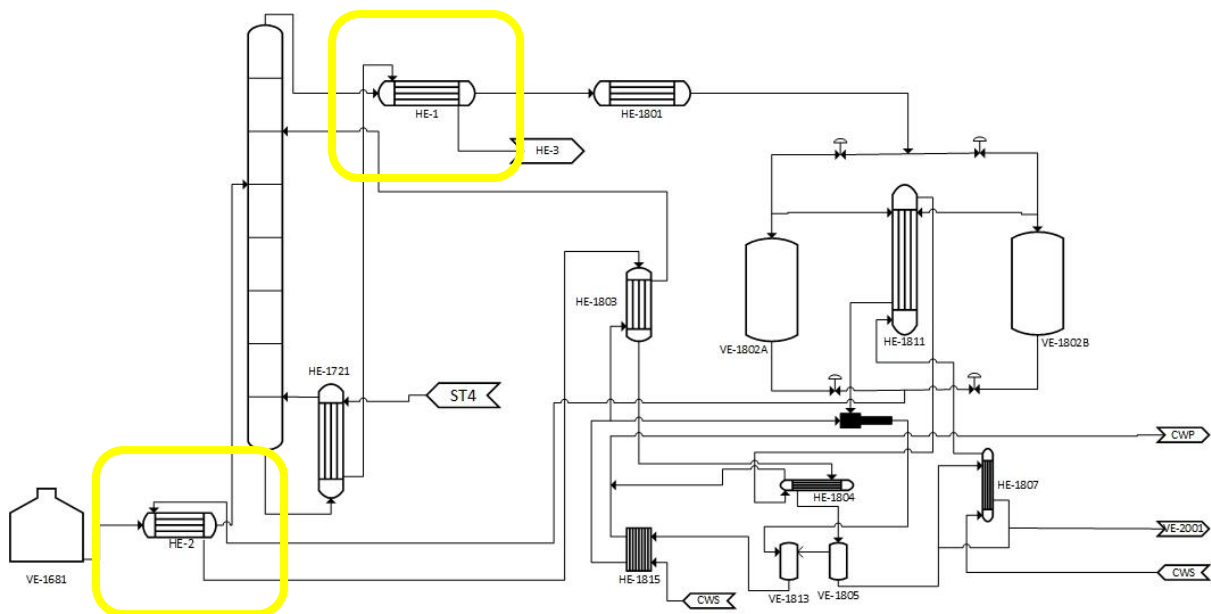


**Gambar IV-19** *Process Flow Diagram* Bagian Distilasi Pra-Integrasi

Dengan hasil rancangan integrasi sebagai berikut :



**Gambar IV-20** *Process Flow Diagram* Bagian Evaporasi Pasca-Integrasi



**Gambar IV-21** *Process Flow Diagram* Bagian Distilasi Pasca-Integrasi

Hasil rancangan merupakan desain sederhana yang dibuat sebagai visualisasi rancangan integrasi. Desain perpipaan masih memerlukan peninjauan lebih lanjut dengan pertimbangan desain riil pada pabrik bioetanol yang menjadi acuan.

## **BAB V**

### **KESIMPULAN**

Dari hasil penelitian yang berjudul “Evaluasi dan Perancangan Integrasi Panas dengan Pinch Technology pada Pabrik Pembuatan Bioetanol dari Molasses” ini, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Belum adanya integrasi panas yang optimal untuk proses produksi pada pabrik bioetanol dari molasses, dibuktikan dengan hasil evaluasi dan analisis berupa penurunan kebutuhan utilitas pasca integrasi panas.
2. Rancangan integrasi panas menggunakan metode *pinch technology* dapat digunakan untuk mengurangi jumlah penggunaan utilitas berupa steam hingga sebesar 327.475.571 rupiah per tahunnya dengan nilai *Total Annual Cost* yang berkurang hingga 200.572.386 rupiah per tahunnya.

Dengan uraian tersebut, maka integrasi panas pada proses produksi di industri bioetanol dari molasses dapat diterapkan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Daniyanto; Rifai F. Aplikasi Analisis *Pinch* untuk Menurunkan Konsumsi Steam di Bagian *Process House* Pabrik Gula. Jurnal Rekayasa Proses. Vol. 7 (2013) 6-13.
- Daniyanto; Rifai F.; Budiman A. Penurunan Konsumsi Steam di PG Modjo-Sragen dengan Konsep *Heat Process Integration* Menggunakan *Energy Utilization Diagram*. UPN “Veteran” Yogyakarta. ISSN 1693-4393 (2015) D1-1 – D1-7.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering 3<sup>rd</sup>*. Amsterdam : Elsevier Publishing Company.
- Kemp, I. C. 2007. *Pinch Analysis and Process Integration*. Britain : Elsevier.
- Lavarack, B. P. *Application of Energy Integration Techniques (Pinch Technology) to Reduce Process Steam Consumption for Raw Sugar Factories*. Proc.ASSCT. Vol. 28 (2006).
- Lempoy, K. A. 2010. Analisis Keseimbangan Kalor di Unit *Pressing* PT. Bimoli Bitung Dengan Menggunakan Metode *Pinch*. TEKNO. Vol. 7 (2010) 61-68.
- Linnhoff. 1998. *Introduction to Pinch Technology*. England: Linnhoff March.
- Perry RH dan Green DW. 2008. *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook Eighth Edition*. United States: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Rosyid, O. A.; W.H., Pudjo; F., Diding. Studi Penghematan Energi Pada Unit Ketel Uap di Pabrik Gula. Jurnal Sains dan Teknologi Indonesia. Vol.10 (2008) 171-176.
- Saechu, M. Optimasi Pemanfaatan Energi Ampas di Pabrik Gula. Jurnal Teknik Kimia. Vol. 4 (2009) 274-280.
- Seider WD, Seader JD, dan Lewin DR. 2003. *Product and Process Design Principles Second Edition*. America: John Wiley & Sons, Inc.
- Smith R. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. England: John Wiley & Sons Ltd.



## APPENDIKS A PERHITUNGAN NILAI *ENTHALPY* DAN CP

### DATA ALIRAN

Aliran	Keterangan	T in	T out	m3/h	% Volume		
					Ethanol	Impuritis	Water
1	propagation tank	90	32	53,505	30	70	0
2	evaporatino feed	32	46,2	35,5	9,905	0	90,1
3	bottom dist prod	123,1	40,5	18,75	0,2121	0	99,79
4	top dist prod	94,1	125,8	1,18	95,5	1,5	3
5	refluks	98,7	38	6,11	93,7478	0,256	5,996
6	ethanol prod	125,8	34	1,1446	99,7343	0,2657	0
7	water dehydration	123,5	34	0,0354	0	0	100
8	cond distilation	133	34	6,8	0	0	100
9	cond evaporation	90	34	5,9	0	0	100
10	LCV1612	101,7	34	5	0	0	100
11	destilation feed	62	90	21,8	23	0	77

### MENENTUKAN NILAI MOL

Contoh perhitungan untuk aliran 1

data yang diketahui :

$$P = 1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$$

$$R = 0,000082057 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}$$

Dengan data diatas didapat nilai mol dengan persamaan berikut :

$$PV = nRT$$

$$1 \text{ atm} \times 54 \text{ m}^3/\text{h} = n \times 8,2\text{E-}05 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K} \times (363,15) \text{ K}$$

$$n = 1795,362288 \text{ mol/h}$$

Aliran	Keterangan	Mol
1	propagation tank	1795,36229
2	evaporatino feed	1417,74898
3	bottom dist prod	576,655398
4	top dist prod	39,1565633
5	refluks	200,243206
6	ethanol prod	34,9638813
7	water dehydration	1,08762747
8	cond distilation	377777,778
9	cond evaporation	327777,778
10	LCV1612	162,553698
11	destilation feed	792,686815

## Menentukan Nilai *Enthalpy* dan CP

data aliran :

Aliran	Keterangan	CpdT
		J/mol
1	propagation tank	203,953
2	evaporatino feed	1064,38906
3	bottom dist prod	2811,693984
4	top dist prod	2625,507533
5	refluks	4686,994809
6	ethanol prod	7480,305872
7	water dehydration	3035,624308
8	cond distilation	76,69
9	cond evaporation	75,52
10	LCV1612	75,56
11	destilation feed	83,02

contoh perhitungan *enthalpy* untuk aliran 2

$$\begin{aligned}
 \text{enthalpy} &= n \times \text{CpdT} \\
 &= 1417,749 \times 1064,4 \\
 &= 150898133,6 \text{ joule/hr} \\
 &= \frac{150898133,6 \text{ joule/hr}}{3600000 \text{ (joule/hr)/kW}} \\
 &= 41,91615 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CP} &= \frac{\text{enthalpy}}{\Delta T} \\
 &= \frac{41,91615 \text{ kW}}{(46,2-32) \text{ K}} \\
 &= 2,951841 \text{ kW/K}
 \end{aligned}$$

sehingga didapat

Aliran	Keterangan	CpdT	<i>enthalpy</i>	<i>enthalpy</i>	CP
		J/mol	J/h	watt	
1	propagation tank	203,953	12865843,7	3573,845	0,061618
2	evaporatino feed	1064,38906	150898134	41916,15	2,951841
3	bottom dist prod	2811,693984	162131924	45036,65	0,545238
4	top dist prod	2625,507533	10280209,4	2855,614	0,090082
5	refluks	4686,994809	93850455,39	26069,57	0,429482
6	ethanol prod	7480,305872	26153096,5	7264,749	0,079137
7	water dehydration	3035,624308	330150,769	91,70855	0,001025
8	cond distilation	76,69	2875270444	798686,2	8,067538
9	cond evaporation	75,52	1379190556	383108,5	6,841223
10	LCV1612	75,56	828238,03	230,0661	0,003398
11	destilation feed	83,02	1065696,75	296,0269	0,010572

## APPENDIKS B

### PERHITUNGAN *PINCH TEMPERATURE*

#### Data Aliran :

Aliran	Keterangan	T in	T out	m3/h	Enthalpy kW	CP kW/K
1	propagation tank	90	32	53,505	3,573845	0,061618
2	evaporatino feed	32	46,2	35,5	41,91615	2,951841
3	bottom dist prod	123,1	40,5	18,75	45,03665	0,545238
4	top dist prod	94,1	125,8	1,18	2,855614	0,090082
5	refluks	98,7	38	6,11	26,06957	0,429482
6	ethanol prod	125,8	34	1,1446	7,264749	0,079137
7	water dehydration	123,5	34	0,0354	0,091709	0,001025
8	cond distilation	133	34	6,8	798,6862	8,067538
9	cond evaporation	90	34	5,9	383,1085	6,841223
10	LCV1612	101,7	34	5	0,230066	0,003398
11	destilation feed	62	90	21,8	0,296027	0,010572

#### Perhitungan Pinch Temperature :

Contoh perhitungan :

$\Delta T$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = (130,8 - 128)^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 2,8^{\circ}\text{C}$$

$\Delta CP$

$$\Delta CP = CP \text{ aliran dingin} - CP \text{ aliran panas}$$

$$\Delta CP = (0,090082 - 0) \text{ kW/K}$$

$$\Delta CP = 0,090082 \text{ kW/K}$$

$\Delta H \text{ interval}$

$$\Delta H \text{ interval} = H \text{ aliran dingin} - H \text{ aliran panas}$$

$$\Delta H \text{ interval} = (0,25223086 - 0) \text{ kW}$$

$$\Delta H \text{ interval} = 0,25223086 \text{ kW}$$

Heat 1

$$\text{Heat 1} = \text{Heat 1 sebelum} - \Delta H \text{ interval}$$

$$\text{Heat 1} = (0 - 0,25223086) \text{ kW}$$

$$\text{Heat 1} = -0,25223086 \text{ kW}$$

### Heat 2

Dengan langkah pertama menentukan nilai nol pada hasil terendah yang dihasilkan heat 1, yaitu berada saat suhu 128°C. Maka pada suhu tersebut ditentukan nilai nol, kemudian untuk menentukan nilai heat 2 lainnya dapat dilakukan cara seperti mencari heat 1.

Heat 2 = Heat 2 sebelum –  $\Delta H$  interval

Heat 2 =  $[0 - (-57,437678)]$  kW

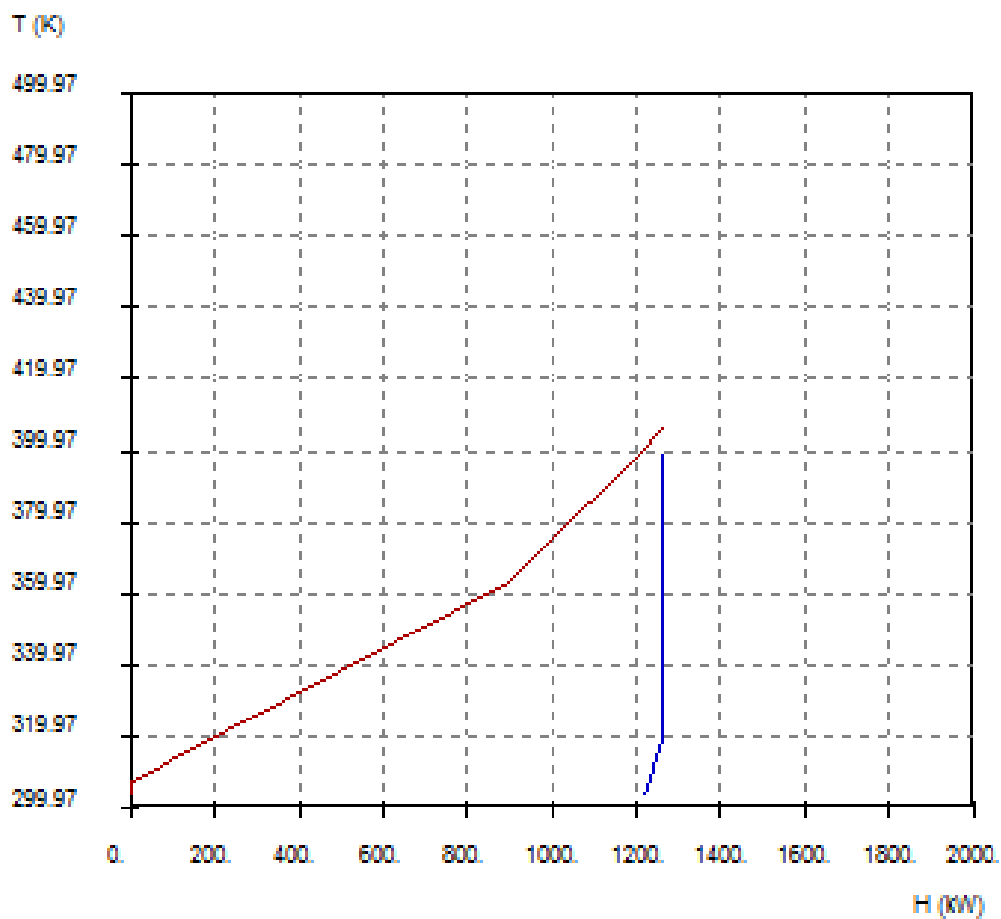
Heat 2 = 57,437678 kW

Dari tabel yang telah dibuat dan grafik didapat nilai dari pinch adalah pada suhu :

Cold = 123°C

Hot = 133°C

### Hasil Grafik dan Tabel :



Composite Curves

T		$\Delta T$	$\Delta CP$	$\Delta H$ interval	S/D	Heat 1	Heat 2
°C		°C	kW/K	kW		kW	kW
130,8						0	0,252231
		2,8	0,090082	0,25223086	D		
128						-0,25223	0
		7,2	-7,97746	-57,437678	S		
120,8						57,18545	57,43768
		2,3	-8,05659	-18,530162	S		
118,5						75,71561	75,96784
		0,4	-8,05762	-3,2230467	S		
118,1						78,93866	79,19089
		19	-8,60285	-163,45424	S		
99,1						242,3929	242,6451
		2,4	-8,69294	-20,863049	S		
96,7						263,2559	263,5082
		1,7	-8,69634	-14,78377	S		
95						278,0397	278,2919
		1,3	-8,68576	-11,291492	S		
93,7						289,3312	289,5834
		8,7	-9,11525	-79,302632	S		
85						368,6338	368,8861
		18	-16,0181	-288,32555	S		
67						656,9594	657,2116
		15,8	-16,0287	-253,2528	S		
51,2						910,2122	910,4644
		14,2	-13,0768	-185,6908	S		
37						1095,903	1096,155
		1,5	-16,0287	-24,042988	S		
35,5						1119,946	1120,198
		2,5	-15,4834	-38,708552	S		
33						1158,655	1158,907
		4	-15,0539	-60,215754	S		
29						1218,87	1219,123
		2	-0,06162	-0,1232361	S		
27						1218,994	1219,246

## APPENDIKS C

### PERHITUNGAN LUAS AREA PERPINDAHAN PANAS HEAT EXCHANGER

#### **Data Aliran :**

Contoh data aliran untuk integrasi 1 :

No	HE	Q		Ud	T hot in	T hot out	T cold in	T cold out
		kW	Btu/h	Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	°C	°C	°C	°C
1	1	2,6034	7040,61	0,522	133	132,677	94,1	123
2	2	0,296	1009,99	1,889	132,677	132,64	62	90
3	3	41,9162	143024,03	26,247	90	83,873	32	46,2

#### **Menentukan nilai $\Delta T_{LMTD}$ :**

Contoh untuk HE 1 :

$$Th_{in} = 133^{\circ}\text{C} = 271^{\circ}\text{F}$$

$$Th_{out} = 132,68^{\circ}\text{C} = 270,8^{\circ}\text{F}$$

$$TC_{in} = 94,1^{\circ}\text{C} = 201,38^{\circ}\text{F}$$

$$TC_{out} = 123^{\circ}\text{C} = 253,4^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(Th_{in} - Tc_{out}) - (Th_{out} - Tc_{in})}{\ln \left[ \frac{(Th_{in} - Tc_{out})}{(Th_{out} - Tc_{in})} \right]}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(271 - 253,4) - (270,8 - 201,38)}{\ln \left[ \frac{(271 - 253,4)}{(270,8 - 201,38)} \right]}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 38,101^{\circ}\text{F}$$

#### **Menentukan Luas Area Perpindahan HE :**

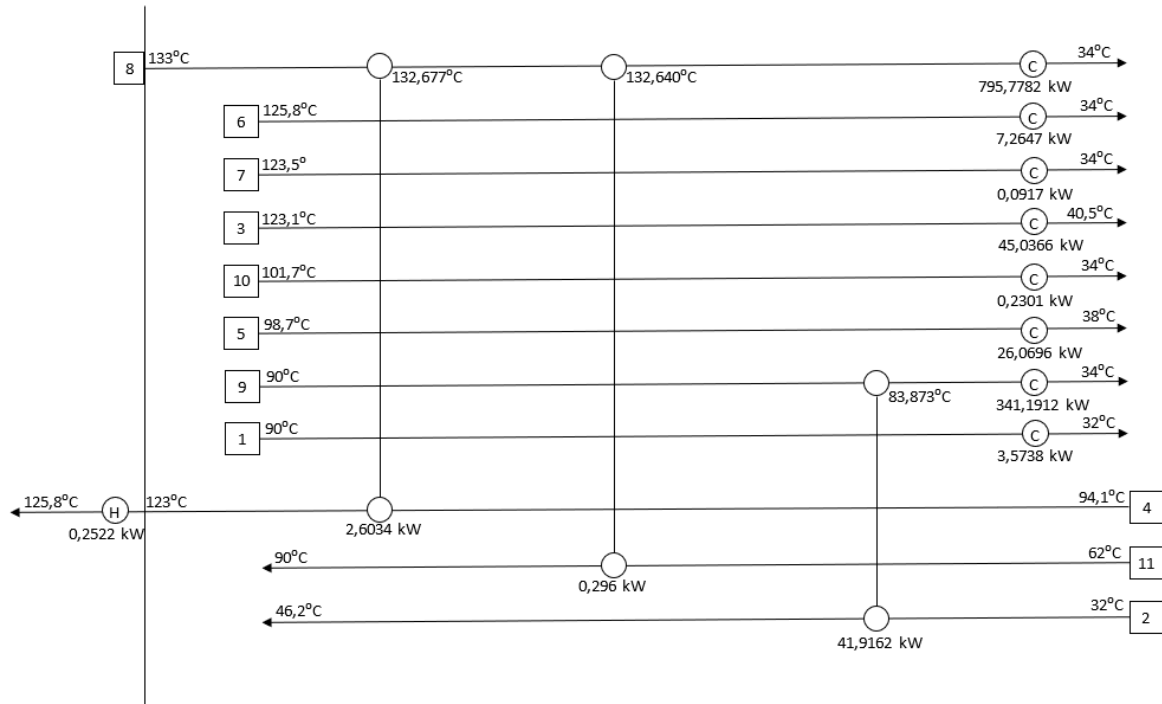
$$A = \frac{Q}{\Delta T_{LMTD} \times Ud}$$

$$A = \frac{7040,61 \text{ btu/h}}{38,101^{\circ}\text{F} \times 0,522 \text{ btu/(h)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}}$$

$$A = 353,9 \text{ ft}^2$$

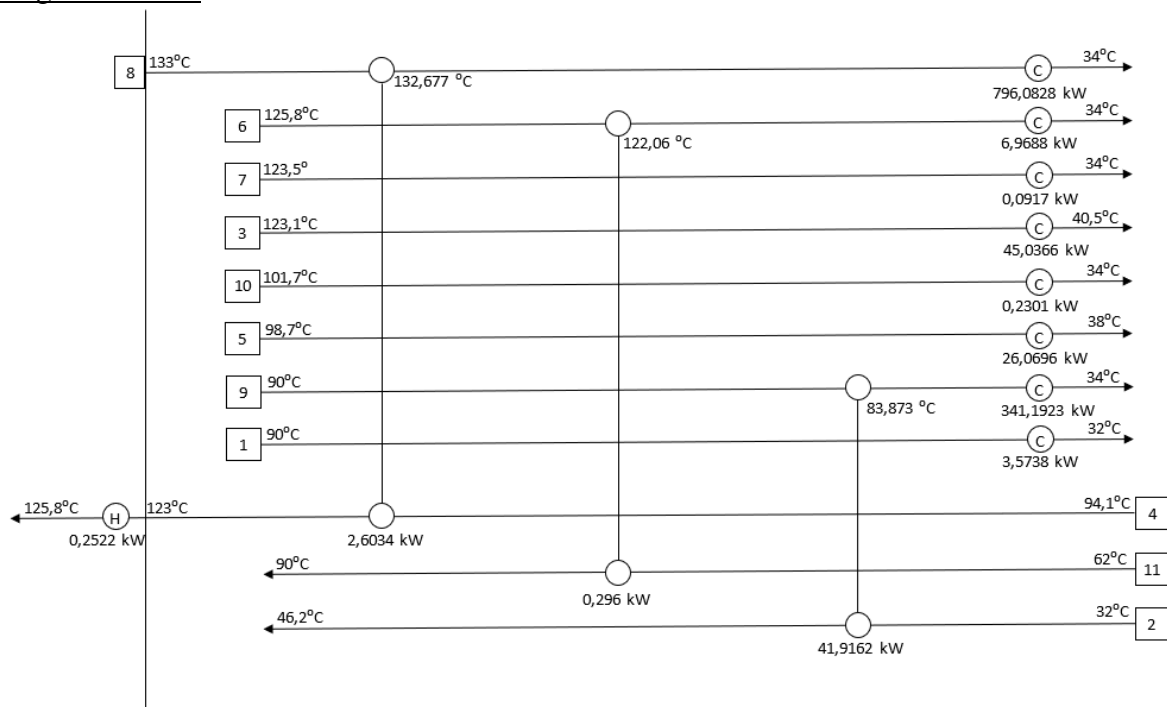
**Sehingga didapatkan hasil sebagai berikut :**

**Integrasi pertama :**



No	HE	Q	Ud	$\Delta T_{LMTD}$	A
		Btu/h	Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	°F	
1	1	7040,61	0,522	38,101	353,9
2	2	1009,99	1,889	99,87	5,4
3	3	143024,03	26,247	85,901	63,4
Total					422,7

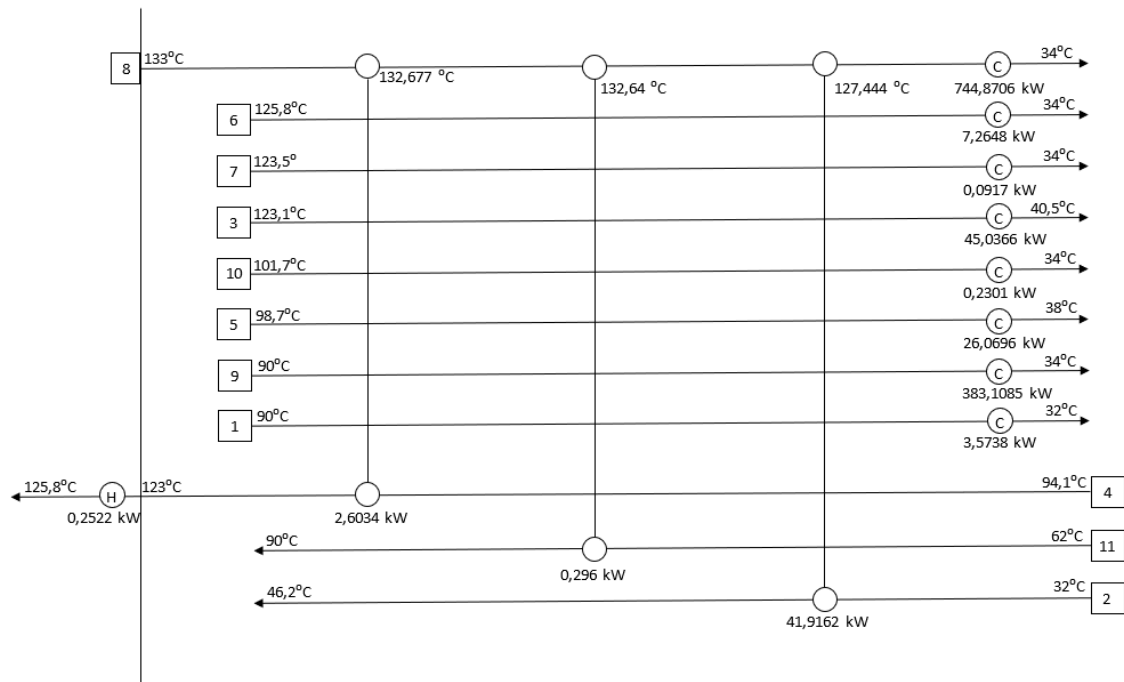
**Integrasi kedua :**







Integrasi keenam :



No	HE	Q	Ud	$\Delta T_{LMTD}$	A
		Btu/h	Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	°F	ft <sup>2</sup>
1	1	7040,61	0,522	38,101	353,9
2	2	1009,99	2,708	99,87	5,4
3	3	143024,03	26,247	163,56	33
Total					392,3

## APPENDIKS D

### ANALISIS EKONOMI

#### HARGA PERALATAN

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari *website* *www.matche.com* dan *www.mhhe.com*, yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA*.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan *vendor* dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Februari 2018 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2018 dan pabrik mulai beroperasi pada tahun 2020.

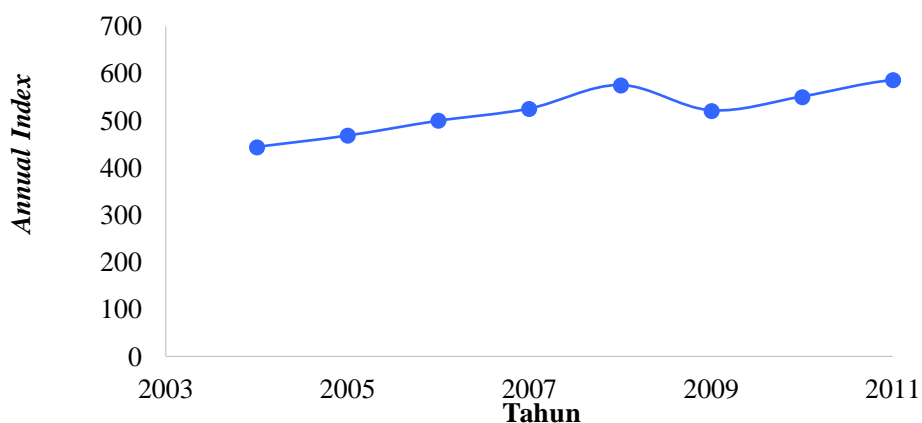
Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

**Tabel D.1. Chemical Engineering Plant Cost Index**

Tahun	Annual Index
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3

(*Chemical Engineering Plant Cost Index*)



**Gambar D.1** Kurva *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Dengan metode *Least Square* (Timmerhause, 760) dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2018. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut :

Keterangan    a    =    harga rata-rata y  
                       b    =    slope garis *Least Square*

**Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square***

Data	x	y	x <sup>2</sup>	y <sup>2</sup>	xy
1	2004	444,2	4016016	197313,64	890176,8
2	2005	468,2	4020025	219211,24	938741
3	2006	499,6	4024036	249600,16	1002197,6
4	2007	525,4	4028049	276045,16	1054477,8
5	2008	575,4	4032064	331085,16	1155403,2
6	2009	521,9	4036081	272379,61	1048497,1
7	2010	550,8	4040100	303380,64	1107108
8	2011	585,7	4044121	343044,49	1177842,7
9	2012	584,6	4048144	341757,16	1176215,2
10	2013	567,3	4052169	321829,29	1141974,9
Σ	20085	5323,1	40340805	2855646,6	10692634,3
Ave	2009	532,3	4034080,5	285564,66	1069263,4

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = 532,3$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$$

$$= 10692634,3 - \frac{106914463,5}{10} = 1187,95$$

$$= 40340805 - \frac{403407225}{10} = 82,5$$

$$y = 532,3 + 14,40(x - 2009)$$

$$y = 532,3 + 14,40x - 28921,18$$

$$y = 14,40x - 28388,87$$

$$\text{Untuk } x = 2014 \text{ maka } y = 611,51$$

$$\text{Untuk } x = 2018 \text{ maka } y = 669,10$$

$$\text{Jadi } \textit{cost index} \text{ pada tahun 2018} = 669,10$$

## Perhitungan Harga Peralatan Proses

### Contoh Perhitungan Harga Peralatan

Heat Exchanger 1

Tipe = DPHE

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah} &= 1 \text{ unit} \\
\text{Harga tahun 2014} &= \text{US\$ } 48900 \\
\text{Harga tahun 2018} &= \frac{\text{Indeks tahun 2018}}{\text{Indeks tahun 2014}} \times \text{Harga Alat Tahun 2014} \\
&= \frac{669,10}{611,51} \times \text{US\$ } 48900 \\
&= \text{US\$ } 53505,87
\end{aligned}$$

**Tabel D.3** Perkiraan Harga Peralatan Proses

No	Kode	Nama Alat	Total	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2018
				Per Unit	Total	
1	HE-1	Heat exchanger	1	48900	48900	53505,87
2	HE-2	Heat exchanger	1	1100	1100	1203,61
3	HE-3	Heat exchanger	1	2200	2200	2407,22
Total			3			57.116,70

Maka harga kebutuhan heat exchanger pada tahun 2018 adalah = US\$ 57.116,70  
= **Rp 788.210.429**

#### **Annual Capital Cost**

$$\text{Annual Capital Cost} = Cb \times \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$

Keterangan :

*Cb* : Capital Cost (Rp atau \$)

*i* : Interest rate (%)

*n* : Umur peralatan (tahun)

Dengan asumsi :

*n* = 10 tahun

*i* = 9,75 % = 0,098

*Cb* = Rp 788.210.429

(BI, diakses pada tanggal 25 Mei 2018)

$$\begin{aligned}
\text{Annual Capital Cost} &= \text{Rp}788.210.429 \times \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \\
&= \text{Rp}788.210.429 \times 0,161 \\
&= \text{Rp}126.903.185 \text{ /tahun}
\end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan didapat nilai *annual capital cost* sebesar Rp 126.903.185 /tahun

### Menghitung Kebutuhan Steam

steam characteristic :

$$\text{mass Cp} = 4,277 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pressure} = 4 \text{ bar}$$

$$T_{\text{in}} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 133 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{price} = \text{US\$ } 17 / \text{ton}$$

$$1 \text{ US\$} = \text{Rp } 14000$$

(BI, diakses pada tanggal 25 Mei 2018)

Steam sebelum dilakukan integrasi

$$Q = 2,858 \text{ kW} = 10287 \text{ kJ/h}$$

$$\begin{aligned} mC_p\Delta T &= Q \\ m(4,277 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C})(140-133)^\circ\text{C} &= 10287,36 \text{ kJ/h} \\ m &= 343,61068 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{harga utilitas sebelum dilakukan integrasi} &= \frac{343,61068 \text{ kg/h} \times \text{US\$ } 17/\text{ton}}{1000 \text{ kg/ton}} \\ &= \text{US\$ } 5,8414 / \text{h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{harga utilitas per tahun} &= \text{US\$ } 5,8414 / \text{h} \times 24 \text{ h} \times 183 \\ &= \$ 25.655 \\ &= \text{Rp } 359.174.864 \end{aligned}$$

Steam setelah dilakukan integrasi

$$Q = 0,252 \text{ kW} = 907,92 \text{ kJ/h}$$

$$\begin{aligned} mC_p\Delta T &= Q \\ m(4,277 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C})(140-133)^\circ\text{C} &= 907,92 \text{ kJ/h} \\ m &= 30,325662 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{harga utilitas setelah dilakukan integrasi} &= \frac{30,325662 \text{ kg/h} \times \text{US\$ } 17/\text{ton}}{1000 \text{ kg/ton}} \\ &= \text{US\$ } 0,5155 / \text{h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{harga utilitas per tahun} &= \text{US\$ } 0,5155 / \text{h} \times 24 \text{ h} \times 183 \\ &= \$ 2.264 \\ &= \text{Rp } 31.699.293 \end{aligned}$$

**Menghitung *Total Annual Cost* :**

$$TAC = \text{Annual Capital Cost} + \text{Utility Cost}$$

Kondisi integrasi	Annual Capital Cost Rp/tahun	Utility Cost Rp/tahun	TAC Rp/tahun
sebelum	x	359.174.864	x + 359.174.864
sudah	x + 126.903.185	31.699.293	x + 158.602.478

$$\begin{aligned}\text{Total } TAC \text{ saving} &= TAC \text{ sebelum integrasi} - TAC \text{ sesudah integrasi} \\ &= \text{Rp } 200.572.386\end{aligned}$$